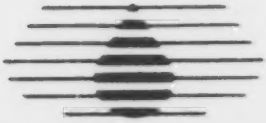


Compte Rendu / Proceedings

15E Symposium international sur le traitement des eaux usées et 4E Atelier sur l'eau potable

15th International Symposium on Wastewater Treatment and 4th Workshop on Drinking Water

Hôtel Le Méridien
du 17 au 19 novembre 1992
Montréal (Québec)

Le Méridien Hotel
November 17 to 19, 1992
Montreal, Quebec

AQTE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement

Société québécoise d'assainissement des eaux

Environnement Canada
Environment Canada

Le Centre St-Laurent

93-01750/

COMPTE RENDU / PROCEEDINGS

15e
Symposium international
sur le traitement des eaux usées

les 17 et 18 novembre 1992

et

4e
Atelier su. l'eau potable

le 19 novembre 1992

Hôtel le Méridien
Montréal (Québec)

15th
International Symposium
on Wastewater Treatment

November 17 and 18, 1992

and

4th
Workshop on Drinking Water

November 19, 1992

Le Méridien Hotel
Montréal, Québec

COMITÉ ORGANISATEUR
ORGANISING COMMITTEE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke est
Edifice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)
H1T 3X9

Société québécoise
d'assainissement des eaux
1055, boul. René-Lévesque est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

Le Centre Saint-Laurent
Environnement Canada
Montréal (Québec)
H2Y 3E7

Environnement Canada
Conservation et Protection
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Association québécoise des
techniques de l'eau
407, boul. Saint-Laurent
Bureau 500
Montréal (Québec)
H2Y 2Y5

AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitue ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

* Pour obtenir des exemplaires supplémentaires de ce compte rendu, veuillez communiquer avec:

Publications
Protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 0H3

No. de tél. : (819) 953-5921
(819) 953-5750

NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views presented are entirely those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

* Additional copies of the Proceedings may be obtained from:

Publications
Environmental Protection
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Tel.: (819) 953-5921
(819) 953-5750

© Minister of Supply and Services Canada 1992
Cat. No. EN44-14/1992
ISBN 0-662-59343-X

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1992
N° de cat. EN44-14/1992
ISBN 0-662-59343-X

PRÉFACE

Le Comité organisateur du 15e Symposium international sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre appui constant.

Le Symposium est dorénavant reconnu comme étant à la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada. Il a aussi acquis une excellente réputation internationale grâce au haut niveau d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le Symposium s'adresse aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception, de l'exploitation et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. Le principal objectif du Symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et industrielles.

Cette année vient s'ajouter encore le 4e Atelier sur l'eau potable. Cette session permettra aux spécialistes de l'eau potable de se rencontrer et d'échanger sur l'avancement technologique de cette spécialité.

Le Comité organisateur tient à remercier les conférenciers et les animateurs du Symposium et de l'Atelier de leur précieuse collaboration.

PREFACE

The Organizing Committee of the 15th International Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support.

The Symposium has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada. The degree of excellence in technology transfer that the Symposium provided has also gained international recognition.

The Symposium is intended for specialists working in research, design, and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

This year we are presenting the 4th Workshop on Drinking Water. The session's objective is to allow drinking water specialists to meet and discuss the newest technologies in this field.

The Organizing Committee wishes to show its appreciation for the effort of the speakers and moderators of both the Symposium and the Workshop.

Éric Bouchard	Thérèse Drapeau	Denis Lapointe
Hubert Demard	Lise Gendron	Lisette Provencher
Jean-François Demers	Kamal Karazivan	Ronald Zaloum

TABLE DES MATIÈRES TABLE OF CONTENTS

Page

SÉANCE /SESSION: ASSAINISSEMENT INDUSTRIEL / INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT

Evaluation of Sludge for the Treatment of Domtar Thermomechanical Pulp Mill Effluents (Évaluation du traitement par boues activées des effluents thermomécanique des usines de la DOMTAR) 1

M. Meunier, R. Rowbottom,
Domtar Inc., Sainte-Anne-de-Bellevue (Québec)
M.C. Lavallée, S.N. Lo,
Université du Québec à Trois-Rivières (Québec)
R. Zaloum,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Problématique technologique du secteur des pâtes et papiers du Québec (Overview of Environmental Technologies in the Pulp and Paper Industry in Quebec) . . 27

P. Sylvestre, R. Zaloum,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Risk Assessment Management: the Theory and the Reality (Gestion du risque : théorie et pratique) . . . 29

S. Hrudey,
University of Alberta, Edmonton, Alberta

Approche et investigation des options de technologie en circuit fermé pour une usine de papier journal (Approach and Investigation of Options of Closed Circuit Technologies in the Paper Industry) 31

F. Arseneault,
F.F. Soucy Inc., Rivière-du-Loup (Québec)
P. Stuart, M. Patry
Les consultants Beak, Montréal, (Québec)
R. Robitaille,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Conception, construction et mise au point d'une unité pilote de traitement de sol contaminé par le mercure (Design, Construction and Pilot Test of a Treatment Process for Mercury Contaminated Soils) 41

Y. Denicourt,
PPG Canada, Beaubarnois (Québec)
G. Thibault, B. Cyr,
Biogénie SRDC Inc., Sainte-Foy (Québec)
R. Robitaille
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Traitement par bioréacteur à membrane de rejets toxiques d'une industrie de transformation de métaux (Membrane Bioreactor Treatment of Toxic Effluents from a Metal Transformation Industry) 43

Dr Diana Mourato,
Zenon Environnement Inc., Anjou (Québec)
S. Lessard,
Consultant, Montréal (Québec)
R. Zaloum,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Déchloration biologique du pentachlorophénol en milieu aqueux réducteur (Biological Reductive Dechlorination of Pentachlorophenol in Aqueous Solution) 45

Y. Arcand, M. F. Manuel, S. Guiot,
CNRC, Institut de recherche en biotechnologie du Canada, Montréal (Québec)

SÉANCE / SESSION: GESTION DES BOUES / SLUDGE MANAGEMENT

La digestion anaérobie thermophile à séparation de deux phases des boues résiduaires urbaines (Two-Phased Thermophile Anaerobic Digestion of Municipal Sludge) . . . 59

P. Grulois, F. Grosjean, J.-L. Philippon,
Lyonnaise des Eaux-Dumex,
Centre International de Recherche Sur l'Eau et l'Environnement (CIRSEE), Le Pecq, France

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Évaluation des problèmes de déshydratation des boues et solutions proposées (Sludge Dewatering: Problems and Solutions) 69

A. Poulin, Serrener Consultation Inc., Rock Forrest (Québec)
P. Jones, Université de Sherbrooke, Sherbrooke (Québec)

Simple Sludge Dewatering Using Geotextile Membranes (Déshydratation simple des boues par membranes géotextiles) 83

S.M. Thériault, N.B. Department of the Environment, Fredericton, Nouveau-Brunswick
R.C. Berry, K.C. Lin, University of New Brunswick, Fredericton, New Brunswick

Properties of Anaerobic Granular Sludge as Affected by Yeast Extract, Cobalt and Iron Supplements (Propriétés d'une boue anaérobie granulaire affectée après addition d'extrait de levure, et de suppléments de cobalt et de fer) 107

C. Shen, N. Kosaric and R. Blaszczyk
University of Western Ontario, London, Ontario

Le compostage des fumiers solides de vaches par aération forcée : technologie et évaluation technico-économique (Composting of Solidified Bovine Manure by Forced Aeration: Technology and Economic Assessment) 115

M. L'Heureux,
Institut de technologie agro-alimentaire de la Pocatière,
La Pocatière (Québec)

Le pressoir rotatif - 7 ans après (The Rotative Press: 7 Years Later) 139

A. Barbulescu, R. Boulet,
Centre de recherche industrielle du Québec,
Montréal (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

SÉANCE / SESSION : ASSAINISSEMENT DES EAUX URBAINES ET DES PETITES COMMUNAUTÉS / URBAN WASTEWATER CONTROL AND SMALL COMMUNITIES

Robert O. Pickard Environmental Centre Rehabilitation and Expansion Program: An Innovative Method of Upgrading a Wastewater Treatment Facility (Le programme de remises en état, d'agrandissement et de réhabilitation, du Centre Environnemental Robert O. Pickard) 155

W. Bennett,
Regional Municipality of Ottawa-Carleton,
Ottawa, Ontario

Wetlands Wastewater Treatment Systems for Small Communities in Northwest Ontario (Systèmes de traitement par les terres humides pour les eaux usées de petites communautés du Nord-Ouest de l'Ontario) 163

U.S. Panu, R.M. Worona,
Lakehead University, Thunder Bay, Ontario

Épandage souterrain collectif, état de la pratique (Collective Subsurface Sludge Spreading: State-of-the-Art) 179

J. Lesavre, A.F. Amevet,
Agence de l'eau Seine-Normandie,
Colombes, France
X. Blanc, Agence de l'eau Rhin-Meuse,
Moulin-les-Metz, Franc

Conception d'un système de traitement d'eaux usées, à partir de marais artificiels, adapté aux conditions du Québec (Design of Wastewater Treatment System Using Artificial Marshes Adapted to Typical Conditions of Quebec) 191

R. Villeneuve,
Les Consultants R.S.A., Alma (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Temperature Effects on the Performance of a Submerged Aerated Biological Filter Process (Effet de la température sur la performance d'un procédé filtre biologique submergé aéré) 227

E. Koutsakos, A.J. Smith
Thames Water Utilities, Berks, United Kingdom
W.J. Brignal, PWT Projects Limited,
Middlesex, United Kingdom

Experience in Waste Water Treatment in El Milagro (L'expérience du traitement des eaux usées de EL MILAGRO) 237

O.B. Rosasco,
World University Service of Canada (WUSC),
Lima, Peru

Luminescent Bacterial Biosensors to Detect Toxic Agents and Elucidate Molecular Mechanisms of Toxicity (L'utilisation des biodétecteurs luminescents afin de détecter des agents toxiques et élucider la toxicité des méchanismes moléculaires) 245

M.S. Dubow, Angelina Guzzo,
McGill University, Montreal, Quebec

Essais pilotes de désinfection aux rayons ultra-violets sur un effluent primaire physico-chimique (Ultra-Violet Disinfection Pilot Testing Using a Primary (Physical & Chemical) Effluent) . . 255

N. Beauchamp, L. Fortin,
DESSAU Inc., Laval (Québec)
D. Burroughs, Ville de Laval, Laval (Québec)
R. Gehr, McGill University, Montréal (Québec)

Continuous Photometric Measurements for Water Treatment (Analyses photométriques en continu des eaux traitées) 285

M. Frost, E. Huber,
Sigrist-Photometer AG., Ennetbürger, Switzerland

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Recherche sur l'optimisation du site de rejets des eaux usées traitées par modélisation numérique (Optimizing the Selection of an Effluent Discharge Site Using Numerical Modeling) 293

N. K. Gidas,
Ministère de l'environnement du Québec,
Québec (Québec)
J.-C. Tessier, Hydro-Québec,
Montréal (Québec)

Les réseaux d'égouts alternatifs : sous vide, sous pression et à faible diamètre (Alternative Wastewater Collection Systems: Vacuum, Pressurized and Low Diameter) 305

P. Dugré,
Société Québécoise d'Assainissement des Eaux,
Montréal (Québec)

4e ATELIER SUR L'EAU POTABLE / 4th WORKSHOP ON DRINKING WATER

SÉANCE / SESSION 1

Zebra Mussel Control in the Great Lakes Region (Le contrôle des moules zébrées dans la région des Grands Lacs) 307

Gabriel S. Timar,
Seneca College, North York, Ontario

Nematodes in Drinking Water: The Ontario Experience (Les nématodes en eau potable : l'expérience de l'Ontario) 325

G. Mulamoottil,
University of Waterloo, Waterloo, Ontario
M. Ahmad, Waterloo Regional Municipality,
Waterloo, Ontario

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Ozonation and Biological Filtration: Effects on Biological Stability of Drinking Water (Ozonation et filtration biologique : impacts sur la stabilité biologique de l'eau potable) 337

S. W. Hermanowicz, D. Jolis,
University of California, Berkeley, CA
M. Price, CH2M-HILL Consulting Engineers, Emeryville, CA

Élimination des composés spécifiques par absorption sur charbon actif : effets de compétition des matières organiques (The Removal of Specific Compounds by Activated Carbon Adsorption: Competition Effects of Organic Matters) 347

F. Bernazeau, P. Charles, J.P. Duguet,
Lyonnaise des eaux-Dumez,
Centre Internationl de Recherche Sur l'Eau et l'Environnement (CIRSEE), Le Pecq, France

Phototransformations de composés phytosanitaires en milieu aqueux (Phototransformation of Phytosanitary Compounds in Aqueous Media) 349

O. LeBrun,
Université de l'Alberta, Edmonton (Alberta)
N. Merlet, J.P. Croue, M. Doré,
École supérieure d'ingénieurs de Poitiers, Poitiers, France

Utilisation des membranes pour l'enlèvement de la turbidité et de la couleur d'origine naturelle dans l'eau du lac des Deux-Montagnes (Use of Membranes for the Removal of Colour and Turbidity from the Deux-Montagnes Lake) 351

J.-F. Demers, M. Kyriacos,
Zénon Environnement Inc., Anjou (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Seasonal Variations in Humic Substances and their Reduction through Water Treatment Processes (Variations saisonnières des substances humiques et leur réduction par les procédés de traitement d'eau) . . . 353

M.T. Alarcon-Herrera, J.K. Bewtra, N. Biswas, University of Windsor, Windsor, Ontario

La demande de chlore et la formation de THM et de TOX dans une chaîne biologique de traitement des eaux potables (Chlorine Demand, THM and TOX Formation in the chain of Biological Treatment of Drinking Water) . . 363

H. Baribeau, R. Desjardins, M. Prévost, D. Duchesne, P. Lafrance, École Polytechnique de Montréal, Montréal (Québec)

The Impact of Ozonation and Biological Treatment on Disinfection By-products (Impact de l'ozonation et du traitement biologique sur les sous-produits de désinfection) 365

H.-M. Shukairy, R.S. Summers, University of Cincinnati, Ohio *R.J. Miltner,* U.S. EPA, Cincinnati, Ohio

Les dénombrements directs viables : une technique d'évaluation de la qualité microbiologique de l'eau potable dans les réseaux de distribution (Direct Viable Counts: A Method to Evaluate the Microbiological Quality of Drinking Water in Distribution Systems) 385

J. Coallier, D. Duchesne, P. Lafrance, Ville de Laval, Laval (Québec) *A. Rompré, M. Prévost,* École Polytechnique de Montréal, Montréal (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

SÉANCE D'AFFICHAGE / POSTER SESSION

Procédé d'oxydation humide développé par le Groupe de Recherche sur les Technologies et Procédés de Conversion (GRTPC) de l'Université de Sherbrooke (Wet oxydation process developped by the research group on technology and process conversion at the University of Sherbrooke) 397

E. Chornet, J.P. Lemonnier, S. Perron,
Université de Sherbrooke
Sherbrooke (Québec)

Scale-up of the SNC multiple plate reactor for the Anaerobic Treatment of Wastewater (Mise à l'échelle du réacteur à plateau multiple par la SNC, pour le traitement anaérobie des eaux usées) 399

C. Mulligan, P. Mercier and P. Safi,
SNC Research Corporation,
Montreal, Quebec

Biofiltration à base de tourbe pour le traitement des eaux usées des petites municipalités : état d'avancement des travaux de mise à l'échelle du procédé (Small community wastewater treatment using peat via biofilters - A progress report) 401

G. Bélanger et Pierre Talbot,
Les Tourbières Premier Ltée
Rivière-du-Loup (Québec)

La biofiltration à Châteauguay
(Biofiltration at Chateauguay) 403

Jean Marchand, Degrémont Infilco Ltée.
Lachine (Québec)

TABLE DES MATIÈRES (suite) TABLE OF CONTENTS (cont'd)

Page

Traitement physico-chimique de déferrisation et démanganisation des eaux souterraines : les cas des nappes phréatiques de Ville Mercier (Québec) et Waterloo (Ontario)
(Physical-chemical treatment for iron and manganese removal from ground water: The case of Ville Mercier (Quebec) and Waterloo (Ontario)) 405

M. Halevy, A. Zaidi et L. Whittle,
Centre technique des eaux usées
Burlington, (Ontario)
Martin Weber
McGill University, Montréal (Québec)

EVALUATION OF ACTIVATED SLUDGE FOR THE TREATMENT OF DOMTAR THERMOMECHANICAL PULP MILL EFFLUENTS

by

R.S. Rowbottom[1], M.A. Meunier[1], S.N. Lo[2], H.C. Lavallée[2], and R. Zaloum[3]

1: Domtar Research, Senneville, Québec, H9X 3L7.
2: Université du Québec à Trois-Rivières, Trois-Rivières, Québec, G9A 5H7.
3: Centre Saint-Laurent, Environment Canada, Montréal, Québec, H2Y 2E7.

ABSTRACT

The potential application of activated sludge treatment for total mill and selected effluents of two Domtar newsprint mills in Donnacona and Dolbeau was investigated over a period of fifteen months from August 1990 to November 1991. The study examined the effects of hydraulic residence time and sludge age on BOD_5 reduction and toxicity removal, and included the determination of kinetic parameters such as removal rate constant, biosludge yield and oxygen demand coefficients. The study also included characterization of effluents from the two mills to establish variability and the relative contribution of process elements, with particular emphasis on BOD and toxicity to trout.

Effluent treatment strategies were developed for both mills. Availability of kinetic parameter data permitted review of consultants' proposed total mill effluent treatment systems designs. In the case of the Donnacona design, the review suggested major modification including a substantial reduction in the aerated reactor volume.

INTRODUCTION

Since 1980, thermomechanical pulping (TMP) and chemithermomechanical pulping (CTMP) have become the dominant processes for manufacturing ultra-high yield pulps for paper products. Due to the practice of extensive water recycling, TMP/CTMP effluents generally have high concentrations of biological oxygen demand (BOD), chemical oxygen demand (COD), and suspended solids (SS) as well as elevated levels of wood extractives such as resin and fatty acids. These pollution loads must be reduced to meet environmental protection regulations. Untreated non-diluted TMP/CTMP effluents are invariably toxic to fish [1,2]. Effluents from pulping of softwood species are more toxic than those from pulping of hardwood species [3]. Since 1973, it has been known that resin and unsaturated fatty acids are among the chemical species responsible for the toxicity to fish of pulp and paper mill effluents [1,4]. An extensive and detailed review [5] on aquatic toxicity of pulp and paper mill effluents was made by D. McLeay and Associated Ltd. for Environment Canada. Treatment of TMP/CTMP effluent to remove pollutants can be accomplished using either aerobic or anaerobic biodegradation or a combination of the two. A number of treatment studies have been reported [6-28].

Results from bench and pilot scale studies [12,14,20,25] and from plant

operations [16,18,29] showed that, unlike aerobic treatment, anaerobic treatment, by itself, is unable to detoxify TMP/CTMP effluents. Furthermore, anaerobic digestion removes a maximum of 70 to 80% of the BOD_5, which is not sufficient to meet stringent effluent regulations. In addition, chemical compounds in the untreated effluent such as sulfite/sulfate [13], hydrogen peroxide [14,17], chelating agents [30] and resin and fatty acids [29,30] have been found to be toxic to anaerobic bacteria in the treatment system, thus inducing operational upsets. In Canada, there are currently two full scale anaerobic-aerobic treatment systems operating on effluents from mechanical pulping processes [18,29].

Aerobic biodegradation either in an aerated lagoon or using the activated sludge process has long been used to treat various pulp and paper mill effluents generally achieving very high BOD_5 removal efficiencies [31]. This method has also been used in recent years in the treatment of CTMP effluent to remove BOD_5 and toxicity, mainly based on the experience gained from the treatment of non-CTMP effluents, using generally long hydraulic residence times of 5 to 7 days [32]. Studies appearing in the literature on aerobic biodegradation of TMP/CTMP effluents are very limited [21-25,27-28], especially with respect to the potential performance of the activated sludge process. All of the aerobic biodegradation studies have reported successful removal of toxicity together with high removal of BOD_5. At the time of initiation of the present study in early 1990, there were 8 TMP mills in Canada and the northern U.S. using aerobic processes to treat their effluents; five used aerobic lagoons, two used air activated sludge, and one employed oxygen activated sludge. There was also one CTMP/BCTMP (bleached CTMP) mill using an aerated lagoon for the treatment of its effluent.

With respect to operation of the activated sludge process, sludge bulking is reported to be a frequent problem. Sludge bulking is often associated with the presence of filamentous organisms. Conditions [33] which favour filamentous growth include a very high or very low food/microorganism (F/M) ratio, nutrient deficiency, a low level of dissolved oxygen, and load upset. Optimization of the process with respect to the above factors would minimize the phenomenon of bulking. Another possible way to control bulking is to use the so-called "anaerobic selector technology" which exposes the influent and recycled biosludge to an anoxic environment prior to the aerobic treatment. This technology has been applied recently in a pilot study of activated sludge treatment of wastewater from a mill using recycled fibre furnish [34].

Although the activated sludge process is an old technology, it has yet to be widely applied to TMP/CTMP mills in either Canada or the United States. An on-site pilot-scale study at an integrated newsprint mill, carried out jointly by Paprican and Environment Canada, revealed that the activated sludge process performed consistently with respect to effluent detoxification while an anaerobic-aerobic combination system did not [35]. This result together with the upset problems of anaerobic operations suggests that the activated sludge process should be seriously considered by Canadian pulp and paper mills as a method of treatment for TMP/CTMP effluents.

TMP/CTMP effluents are quite different in characteristics from mill to mill, and even in the same mill there are seasonal and daily variations in the effluent

with respect to BOD_5, COD, SS, and toxicity. A given set of activated sludge treatment conditions used successfully in one mill may therefore not necessarily be applicable to other mills to obtain the same degree of success in reducing BOD_5 and eliminating toxicity. Therefore, the activated sludge process should be designed for the effluent characteristics of a specific mill.

The potential application of activated sludge treatment for toxicity removal and BOD reduction for total mill and selected effluents of two Domtar newsprint mills located in Donnacona and Dolbeau, Québec, was investigated during a pilot study of fifteen months from August 1990 to November 1991. The study examined the effects of hydraulic residence time and sludge age on BOD_5 reduction and toxicity removal, and included the determination of kinetic parameters such as removal rate constant, biosludge production and oxygen demand coefficients. The study also included characterization of effluents from the two mills to establish variability and the relative contribution of process elements, with particular emphasis on BOD and toxicity to trout. Finally, effluent treatment strategies were developed for both mills.

DONNACONA AND DOLBEAU MILLS

The Donnacona and Dolbeau mills produce newsprint specialty and standard newsprint grades, respectively. Both mills produce thermomechanical pulps, with a light pretreatment of sodium sulphite, as the fibre furnish for paper production. Wood furnish is in the form of chips, having the approximate distribution of black spruce/balsam fir/jack pine of 60/30/10% for the Donnacona mill and of 80/10/10% for the Dolbeau mill.

The pulping processes used at the two mills are very similar. The processes do, however, differ in the treatment of pulp for brightening. The Donnacona mill uses a two stage $H_2O_2/Na_2S_2O_4$ treatment to achieve brightness levels required for specialty newsprint grades, while Dolbeau mill employs only a light $Na_2S_2O_4$ treatment.

EXPERIMENTAL PROCEDURES

EFFLUENT CHARACTERIZATION

For the Donnacona mill, total mill effluent samples collected for analyses for BOD and resin/fatty acids were generally 24 hour composites from the unclarified total mill effluent. In addition to the collection of total mill effluent samples, a sampling of effluents from the TMP and paper machine operations was also carried out to determine their respective contributions of BOD, resin /fatty acids and toxicity.

For the Dolbeau mill, the total mill effluent samples for analyses were generally collected as 24 hour composites from the clarified mill effluent. Several samplings of TMP and paper machine effluents were also conducted to determine the contribution of BOD, resin/fatty acids and toxicity in these two process effluents.

ACTIVATED SLUDGE TREATMENT

Treatment System

The activated sludge treatment system for this study is shown schematically in Figure 1. The major components of the system were a continuous, fully mixed aeration basin and a conical bottom settler. Peristaltic pumps were used to provide influent feed, to recycle sludge, and to add sodium hydroxide solution for controlling basin pH. Six identical treatment systems were operated in parallel in carrying out the experimental program.

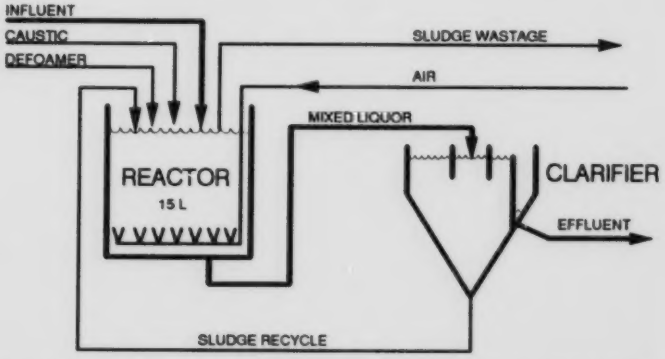


FIGURE 1 SCHEMATIC OF LABORATORY ACTIVATED SLUDGE SYSTEM

The aeration basins were cylindrical in shape and were constructed of transparent acrylic plastic. Each basin had an inside diameter of 28 cm and a height of 44 cm. The settler had an inside diameter of 40 cm and a total height of 54 cm of which the lower 36 cm was a conical section having a slope of 60°. The settler also incorporated a concentric, submerged inlet pipe (i.d. = 16 cm) and an internal baffle for preventing sludge from overflowing the settler.

The mixed liquor volume in the aeration basin was controlled at 15 litres for all of the experiments. Effluent was removed from the aeration basin by means of a 1.8 cm inside diameter flexible tygon tube connected to the bottom of the basin. Positioning of the height of the discharge from this tube controlled the liquid level in the basin. To control the sludge age, a given volume of mixed liquor was removed two or three times per day from the aeration basin.

Compressed air was introduced to each aeration basin through a circular diffuser. The diffuser consisted of a perforated polyethylene tube (i.d. = 0.39 cm; o.d. = 0.64 cm; perforation diameter = 0.25 mm) fixed to the bottom of the basin along the perimeter. The air bubbles leaving this diffuser maintained a good level of mixing which avoided sludge deposits and provided effective transfer of oxygen to the effluent. The air was prefiltered and its flow rate monitored by means of a rotameter.

Supply and Conditioning of Untreated Effluent

Untreated effluents were supplied from the Domtar Newsprint Donnacona and Dolbeau mills. Both total mill effluent and composites of selected process effluents were included in the study. Effluent samples were shipped to UQTR in 1000 litre containers and stored prior to use at ambient temperature. Subsamples from the 1000 litre containers were withdrawn in 100 litre increments. These samples were filtered through a 500 mesh plastic screen to remove large suspended solids before transfer to the reactor feed reservoirs. In the feed reservoirs, nutrients (ammonium sulphate and monobasic potassium phosphate) were added to provide a BOD_5/N/P ratio of 100/5/1.

Bacterial Acclimatization

The mixed liquor from an experimental study carried out at UQTR on effluent from another CTMP mill was used as seed for the treatments of both the Donnacona and the Dolbeau effluents. The mixed liquor was gradually fed the effluents to be treated to develop the acclimatized sludges. During the process of acclimatization, the MLSS, the BOD_5 and the COD were regularly measured in each basin (or reactor) together with microscopic examination of the resulting microorganisms. Acclimatization was considered to be complete when the values of the monitored parameters stabilized.

Monitored Parameters

For each of the activated sludge treatment systems the monitoring of parameters was conducted on a regular basis. All analyses were performed in triplicate. Samples which could not be analyzed immediately were stored at 4° or less for a period of not more than 3 days.

The measurement of MLSS concentration was carried out by centrifuging the sample at 3000 rpm for 20 minutes, followed by filtration (Whatmann 934 AH filter paper) and drying at 105°. Determinations of the MLSS sludge volume index (SVI), suspended solids, Kjeldahl nitrogen, and phosphate were carried out following the standard methods specified by the Water Pollution Control Federation [36].

The BOD and COD determinations followed the methods specified by the Canadian Pulp and Paper Association. Oxygen uptake rates [37] and dissolved oxygen determinations were measured using a dissolved oxygen probe.

The resin and fatty acids were analyzed utilizing a gas phase chromatograph equipped with a flame ionization detector. A Megabore glass column was used to carry out the separation [38].

Effluent samples for acute toxicity testing were accumulated to the required volumes with storage at 4 °C. The samples were tested at Domtar Research Centre in Senneville, Quebec, for acute lethality to Rainbow trout and Daphnia magna following Environment Canada test procedures [39,40]. Toxicity testing for all samples commenced within 48 hours of pick-up.

Treatment Conditions

Treatment pH was controlled at 7. Dissolved oxygen in the aeration basins ranged from 2 to 6 mg/L for the Donnacona effluents and from 2 to 4 mg/L for the Dolbeau TMP effluent.

The treatment conditions examined for the total mill effluent and the TMP effluent of the Donnacona mill are indicated in Tables 1 and 2. Hydraulic residence times (HRT) of 8 to 24 hours and sludge ages of 3.5 to 30 days were investigated. In all, 17 sets of conditions were examined for the total mill effluent (Table 1) with BOD ranging from 150 to 860 mg/L. Thirteen treatment conditions were run using the TMP effluent with BOD ranging from 667 to 1132 mg/L (Table 2).

Effluent treatment conditions run on the combined TMP effluent from the Dolbeau mill are indicated in Table 3. The conditions examined included HRT's of 8 to 48 hours and sludge ages of 3.5 to 30 days. A total of 24 treatment conditions were evaluated.

RESULTS AND DISCUSSION

EFFLUENT CHARACTERIZATION

Donnacona Mill

The total mill effluent data are summarized in the following for the period of August 1991 through May 1992. Both the monthly average flows and BOD concentrations were relatively stable. The effluent flow averaged 67 m^3/t with BOD concentration of 394 mg/L (26 kg/t). Daily average BOD discharge concentration was relatively stable, having a standard deviation of about 20%. The effluent pH was generally slightly acidic (pH : 5 - 6.9).

There was significant variability in the data on resin and fatty acid contents. Resin acid discharge ranged from 0.21 (3 mg/L) to 1.34 kg/t (21 mg/L) with an average of 0.66 kg/t (10 mg/L). Fatty acid discharge ranged from 0.04 (0.6 mg/L) to 0.29 kg/t (3.8 mg/L).

Dehydroabietic acid was the dominant resin acid, accounting for about 38% of the total, as shown in Figure 2. Other resin acids present at significant levels were abietic (18%), palustric/levoprimaric (18%) and isopimaric (12%). The proportions of resin acids present in the various samples showed very little variability in contrast to the total quantities. Of the fatty acids, linoleic (40%) and oleic (31%) were the dominant species accounting together for 71% of the total.

Resin acid content was found to be highly correlated with effluent toxicity to trout. Over the range of resin acid content of 10 to 111 mg/L, the relationship obtained from five effluent samples (two total mill effluents, two TMP and one paper machine sample) can be represented by $LC_{50} = 63.8 \times (\text{Resin Acid, mg/L})^{-0.815}$, with an $R^2 = 0.998$. The relationship has been used to calculate the total effluent LC_{50}'s. The calculated LC_{50}'s range from 5 to 26%.

Results of the analyses for the TMP and paper machine effluents are provided in Table 4. In terms of effluent flow, the TMP process contributed only a small proportion (about 10%) of the total mill effluent. Its relatively small flow of about 7 m^3/t could make it amenable to various forms of effluent treatment. However, examination of the distribution of BOD and toxicity indicates that loadings of these parameters are divided in about equal proportions between the high flow paper machine effluent and the low flow TMP effluent. It would therefore appear that, for the Donnacona mill,

TABLE 1 SUMMARY OF TREATMENT RESULTS FOR DONNACONA TOTAL MILL EFFLUENT

HRT h	24	24	18	18	18	18	18	18	18	12	12	12	12	8	8	8	8	
Sludge age d	10	10	30	30	20	20	20	10	10	30	10	10	10	30	30	10	10	
F/M	0.36	0.12	0.46	0.09	0.42	0.34	0.13	0.44	0.24	0.30	0.46	0.26	0.23	0.54	0.48	0.59	0.35	
Reactor	3	1	2	2	2	2	2	1	1	2	3	3	3	2	2	1	1	
Exp. No.	2	6	6	5	2	4	10	2	3	7	4	3	5	8	9	4	5	
BOD																		
C(F) mg/L	860	352	860	150	700	540	352	860	560	560	588	560	400	588	446	588	446	
Loading kg/m3.d	0.86	0.35	1.15	0.20	0.93	0.72	0.47	1.15	0.75	1.12	1.18	1.12	0.80	1.76	1.34	1.76	1.34	
Removal(f) %	96	94.1	94	77	95	94	93.4	94	96	96.6	93.2	97.5	94.8	93.4	91.5	93	95.2	
Removal(nf) %	94	93.1	92	62	94	90	92.7	90	95.3	95.7	91.6	96.8	93.3	92.5	90.2	92.2	91.3	
Removal(nf) avg%		93.6	92			92.2			92.7	95.7		93.9			91.4		91.8	
Removal(nf) avg%		93.6				92.3						94.4				91.6		
RFA																		
C(F) mg/L				3.83		4.95			6.55	6.55		6.55						
C(dnf) mg/L				0.22		0.29			1.41	0.89		1.37						
Removal(nf) %				94		94.1			78.5	86.4		79						
Removal(nf) avg%						88.9						82.7						
Toxicity																		
Trout 96h LC50 %									NL	NL		NL	NL		NL		NL	
Daphnia 48h LC50 %									NL	>100		NL	NL		NL		NL	
Suspended Solids																		
C(F) mg/L	187	63	120	49	90	47	63	66	101	101	54	101	60	54	57	54	57	
C(D) mg/L	36	28	34	51	128	58	44	36	75	66	31	77	24	38	26	35	24	
MLVSS mg/L	2160	2560	3400	2110			3150	2260	2690	3160	2410	3330	3110	2270	2480	2860	3360	
MLSS mg/L	2400	2960	2500	2300	2200	2100	3530	2600	3090	3710	2580	4070	3520	3280	2770	2990	3680	
MLVSS/MLSS	0.91	0.88	0.96	0.92			0.89	0.87	0.87	0.85	0.93	0.82	0.88	0.69	0.90	0.89	0.87	
SVI(min) mL/g	260	148		70		84	233	90	105	178	276	216	122	275	272	160	346	
SVI(max) mL/g	440	265		200		140	380	190	150	267	376	285	262	450	361	348	272	
SVI(avg) mL/g	310	203	220	138		110	314	140	143	243	320	233	199	387	334	225	282	
SVI(avg) mL/g		257		179		212			142	243		251			361		244	
SVI(avg) mL/g		257				178						249				302		
TKN																		
C(F) mg/L	29	28	29		66	60	28	29	25.2	25.2	37	25.2	30.3	37	31.5	37	33.6	
C(D) mg/L	18	6.3	17		30	28	10.5	15	8.8	8.2	23.5	9.3	14.6	25.8	18.8	14.3	15.3	
Removal %	38	78	41		55	53	63	48	65	67	36	63	52	30	40	61	54	
Removal(avg) %		58				54						55				47		
PO4																		
C(F) mg/L		14					14						11.4		6.4		6.4	
C(D) mg/L		8.2					8.4						7		3.8		4.3	
Removal %		41					40						39		41		33	
Removal(avg) %		41				40						39				37		

Notes: (f)= filtered, (nf)= nonfiltered, (Dnf)= discharge/nonfiltered, (F)= feed, (D)= discharge, N.L.= no mortality = not used in averages

TABLE 2 SUMMARY OF TREATMENT RESULTS FOR DONNACONA TMP EFFLUENT

HRT h	24	24	24	16	16	16	16	12	12	12	12	8	8	
Sludge age d	10	10	10	20	20	20	20	10	10	10	5	5	3.5	
F/M	0.32	0.31	0.29	0.62	0.27	0.26	0.21	0.47	0.52	0.43	0.66	0.62	0.61	
Reactor	1	1	1	2	2	2	2	3	3	3	3	2	1	
Exp. No.	9	8	7	1	13	12	11	8	7	6	9	14	10	
BOD														
C(F) mg/L	1010	730	667	1730	1010	730	667	1010	730	667	1132	1132	1132	
Loading kg/m3.d	1.01	0.73	0.67	2.31	1.35	0.97	0.89	2.02	1.46	1.33	2.26	3.40	3.40	
Removal(f) %	97.8	97.9	97.3	95	95.6	98.1	97.7	96.2	96.3	96.3	95.8	91	96.2	
Removal(nf) %	97.3	97.5	97.2	91	94.8	97.6	96.4	95.3	95.7	96.1	93.2	88	95.1	
Removal(nf) avg%	97.3			95.0				95.7			93.2	88	95.1	
Removal(nf) avg%	97.3			95.0				96.1				91.6		
RFA														
C(F) mg/L			5.14	13.6			5.14			5.14	13.9	13.9	13.9	
C(dnf) mg/L			0.01	0.14			0.26			0.07	0.14	0.39	0.18	
Removal(nf) %			99.8	99.0			94.6			98.6	99.0	97.2	98.7	
Removal(nf) avg%	99.8			96.8				98.8				97.9		
Toxicity														
Trout 96h LC50 %											NL.	NL.	NL.	
Daphnia 48h LC50 %											NL.	>100	>100	
Suspended Solids														
C(F) mg/L	120	81	92	154	120	81	92	120	81	92	144	144	144	
C(D) mg/L	43	31	26	208	40	22	30	42	32	23	63	64	56	
MLVSS mg/L	2720	2070	2110		4520	3140	3740	3680	2580	2980	3040	4870	4960	
MLSS mg/L	3140	2370	2330	3700	4870	3490	4160	4260	2830	3100	3420	5440	5590	
MLVSS/MLSS	0.87	0.87	0.91		0.91	0.90	0.90	0.91	0.90	0.92	0.89	0.90	0.89	
SVI(min) mL/g	275	410	119		164	123	164	217	344	48	264	144	160	
SVI(max) mL/g	360	437	267		267	234	216	313	454	233	355	171	186	
SVI(avg) mL/g	318	427	186		217	178	192	254	381	123	277	156	164	
SVI(avg) mL/g	304			186				253			277	156	164	
SVI(avg) mL/g	304			186				259				160		
TKN														
C(F) mg/L	66	35	35	90	66	35	35	66	35	35	81	81	81	
C(D) mg/L	14	7.3	4.9	42	24	7.3	8.8	8.4	7.6	10.4	34	23	23	
Removal %	79	79	86	53	64	79	75	87	78	70	58	72	72	
Removal(avg) %	81			68				73				72		
PO4														
C(F) mg/L	32	15	13.4	32	15	13.4		32	15	13.4	46	46	46	
C(D) mg/L	21	3.5	8.6	18	5.9	7.2		15	6.6	6.4	25	18	24	
Removal %	34	77	36	44	61	46		53	56	52	46	61	48	
Removal(avg) %	49			50				52				54		

Notes: (f)= filtered, (nf)= nonfiltered, (Dnf)= discharge/nonfiltered, (F)= feed, (D)= discharge, N.L.= no mortality

TABLE 3 SUMMARY OF TREATMENT RESULTS FOR DOLBEAU TMP EFFLUENT

HRT h	48	36	36	36	36	36	36	36	36	24	24	24	24	24	24	18	18	18	18	18	18	12	8
Sludge age d	20	30	20	20	20	20	15	10	5	5	30	10	10	10	10	5	20	20	20	10	5	5	3.5
F/M	0.44	0.32	0.59	0.60	0.29	0.15	0.22	0.36	0.57	0.64	0.86	0.40	0.32	0.33	0.30	0.36	1.07	1.33	0.53	0.40	0.45	0.53	0.85	0.52
Reactor	6	5	4	6	4	4	5	4	4		6	5	5	5	5	6	8	6	6	6	6	6	4	6
Exp. No.	1	1	1	2	2	3	6	2	4	5	3	6	4	5	3	7	5	4	6	10	8	9	7	11
BOD																								
C(F) mg/L	2620	2650	2650	2600	2370	1985	2330	2510	2370	2330	2170	3188	2370	2330	1985	1985	2650	2600	2510	2330	2370	2330	3188	3188
Loading kg/m3.d	1.3	1.8	1.8	1.7	1.6	1.3	1.6	1.7	1.6	1.6	2.2	3.2	2.4	2.3	2.0	2.0	3.5	3.5	3.3	3.1	3.2	3.1	8.4	9.6
Removal(f) %	97	92	92	97	98.4	98.4	99.5	97.9	97.5	97.3	91	96.6	96.7	98.7	96.1	95.5	86	80	87.4	98.7	96.6	97.5	93.9	81.2
Removal(nf) %	86	87	86	86	96.6	97.7	98.1	95.5	97	97.1	88	97.4	96.5	98.4	94.4	94.6	62	70	82	97.5	95.8	96.2	92.7	73
Removal(nf) avg%	86	87			93.8		98.1	95.5		97.0	88			98.7		94.6		71		97.5		96.0	92.7	73
Removal(nf) avg%	86	94.4									96.3						84						92.7	73
RFA																								
C(F) mg/L		14.6	14.6		23.6	19.2	45.3	23.6	24.4		20.5	44.2	24.4				14.6	5.9	23.6	45.3	24.4		44.2	44.2
C(inf) mg/L		0.58	0.43		1.42	1.34	0.39	1.39	0.05		0.41	0.16	2.44				0.58	0.64	7.38	0.32	0.07		0.48	1.99
Removal(nf) %		96.0	97.1		94.0	93.0	99.1	94.1	99.8		98.0	99.6	90.0				98.0	89.2	68.7	99.3	99.7		98.9	95.5
Removal(nf) avg%		96.2									94.8						96.0						98.9	95.5
Toxicity																								
Trout 96h LC50 %					95			>100	<100		>100	NL							77		>100		NL	39
Daphnia 48h LC50 %					>100			NL	NL		NL	NL							>100		NL		NL	>100
Suspended Solids																								
C(F) mg/L	220	175	167	150	233	236	154	233	212	156	185	330	212	156	236	236	150	110	233	154	212	156	330	330
C(D) mg/L	250	185	123	100	136	124	78	200	101	81	150	115	100	74	153	156	900	540	233	126	100	95	112	375
MLVSS mg/L					6850	6620	6330	4790	3920	2210		7420	6810	6500	5410	4190			4710	7100	6420	6130	6970	7460
MLSS mg/L	3000	5500	3000	2900	7640	6540	6910	6480	4360	2430	3300	8030	7480	7030	6900	5240	3300	2600	6270	7670	7050	5860	7540	8210
MLVSS/MLSS					0.72	0.76	0.92	0.74	0.92	0.91		0.92	0.91	0.92	0.82	0.80			0.75	0.93	0.91	1.05	0.92	0.91
SVI(min) mL/g		150	180		86	109	43	123	57	127	70	97	98	124	134	157	200	290	118	113	117	147	106	83
SVI(max) mL/g		260	250		150	130	170	170	188	188	230	161	217	145	167	192	360	330	170	172	179	189	163	188
SVI(avg) mL/g		192	185		123	116	156	147	115	143	135	127	136	136	149	170	250	295	148	137	136	164	134	122
SVI(avg) mL/g		192			141		156	147		129	135			137		170		230		137		151	134	122
SVI(avg) mL/g		147									144						193						134	122
TKN																								
C(F) mg/L		124	124	100	126	123	104	126	119	92	93	108	123	92	123	123	124	100	126	104	119	92	108	108
C(D) mg/L		71	67	40	31	35	26	29	16	24	24	27	37	18	37	39	84	41	52	22	9.2	30	16	37
Removal %		43	46	60	75	72	75	77	85	74	74	75	70	80	70	68	24	59	59	79	92	76	85	66
Removal(avg) %		67									73						63						85	66
PO4																								
C(F) mg/L							26		25	17		24	25	17						26	25	17	24	24
C(D) mg/L							5.3		13	9.3		8.2	12	8.4						7.1	8.8	6.6	8.4	8.8
Removal %							80		48	45		66	52	51						73	65	61	65	63
Removal(avg) %							58					58								69			65	63

Notes: (f)= filtered, (nf)= nonfiltered, (Dnf)= discharge/nonfiltered, (F)= feed, (D)= discharge, N.L.= no mortality

not used in averages

viscous bulking

treatment of a segregated TMP effluent alone would not be sufficient to avoid the necessity of secondary treatment of the larger flow paper mill effluent.

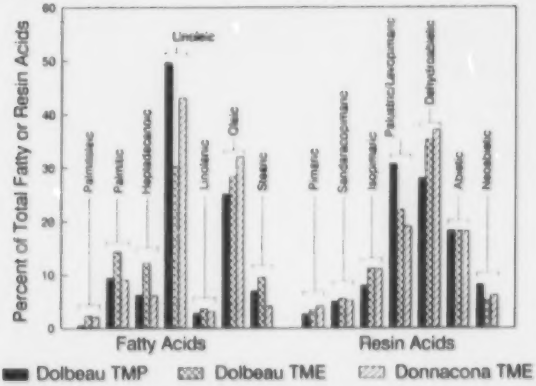


FIGURE 2 RELATIVE PROPORTIONS OF RESIN AND FATTY ACIDS DOLBEAU TMP, DOLBEAU TME AND DONNACONA TME

TABLE 4 RELATIVE CONTRIBUTION OF TMP AND PAPER MILL EFFLUENTS

Date	Source	Flow m3/d	BOD5 mg/L	BOD5 kg/t	Resin Acids mg/L	Resin Acids kg/t	Fatty Acids mg/L	Fatty Acids kg/t	Toxicity LC_{50}	TER/1000
Donnacona Mill										
16-May	TMP mill	3400	2649	18.0	111	0.75	18.0	0.12	1.4%	243
-90	Paper mill	28500	283	16.1	10	0.57	1.4	0.08	10%	285
	TME	31900	454	29.0	21	1.34	3.9	0.25	5%	638
Dolbeau Mill										
20-Sep	TMP mill	12500	520	14.4	27.8	0.77	4.96	0.14	6%	208
-91	Paper mill	18700	41	1.7	3.97	0.16	1.07	0.04	45%	42
	TME	38300	219	18.6	9.19	0.78	1.44	0.12	15%	255
24&25	TMP mill	15100	580	19.5	30.3	1.02	5.04	0.17	5%	302
Mar-92	Paper mill	22000	33	1.6	1.69	0.08	0.14	0.01	95%	23
	TME	34800	241	18.6	9.83	0.76	1.48	0.11	14%	249

TER (toxicity emission rate) = flow (m^3/d) x 100/LC_{50}.

Dolbeau Mill

The total mill effluent data are summarized below for the period of September 1990 through November 1991. The effluent BOD concentration averaged 222 mg/L (20 kg/t) with monthly averages ranging from 166 to 277 mg/L. The variation in BOD discharge, as in the case of Donnacona, was relatively low on the basis of 24 hour composites. The effluent flow averaged 88 m^3/t. The effluent was also generally slightly acidic (pH ; 5.1 - 7).

Resin and fatty acid contents of the total mill effluent were analyzed for the period of May 1990 through June 1992. Resin acid discharge ranged from 0.05 (0.39) to 0.94 kg/t (11.7 mg/L), and fatty acid discharge from 0.01 (0.05) to 0.22 kg/t (2.66 mg/L). Average resin and fatty acid discharges were 0.57 (which is comparable to the value of 0.66 kg/t found for Donnacona) and 0.09 kg/t, respectively. As shown in Figure 2, as in the case of Donnacona effluents, dehydroabietic (35%) was the dominant resin acid; abietic (18%),

palustric/levoprimaric (22%), and isoprimaric (11%) acids were also present at significant levels. Linoleic (30%) and oleic (28%) were the dominant fatty acids. As indicated in Figure 3, although there is considerable scatter in the data, some seasonal variation in resin acid discharge is apparent from the Dolbeau analyses. As shown, resin acid discharge tends to be significantly higher during the cold weather months. It is speculated that this may reflect the relative degree of resin acid degradation in the chip inventory. During warm weather months, the chip inventory may be more amenable to resin acid degradation by, for example, chemical or biological oxidation. The observed increase in resin acid content during cold weather months could be significant with respect to treatment system performance. The higher resin acid loading per ton of product combined with possibly lower effluent flow (reduced cooling water) will present a high toxicity loading for removal during a period when the treatment system itself could be stressed by low temperature.

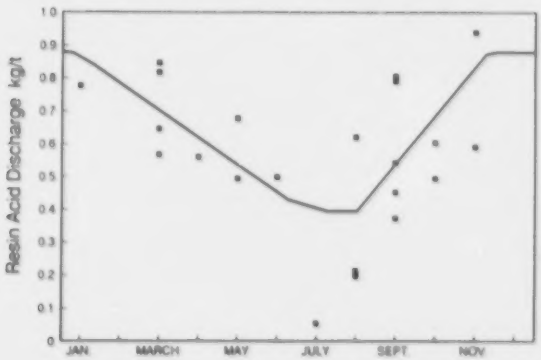


FIGURE 3 SEASONAL TREND FOR RESIN ACID DISCHARGE - DOLBEAU MILL

Resin and fatty acid data were also gathered on the effluent from the mill's TMP process for the period of August 1991 through June 1992. From the results of thirteen analyses, resin acid concentrations averaged 26 mg/L compared with an average of 6.3 mg/L in the total mill effluent. As might be expected, the proportions of the various resin and fatty acids were very similar to the total mill effluent (Figure 2). Comparison of these proportions with the Donnacona total mill effluent (Figure 2) indicates a very similar pattern for both mills. It can be concluded that the differences in wood species and process between the two mills do not significantly impact on resin or fatty acid release to the effluent.

As in the case of Donnacona effluents, resin acid content was found to be highly correlated with effluent toxicity to trout. Over a resin acid concentration range of 1.6 to 99 mg/L, the relationship obtained from thirty effluent samples was represented by $LC_{50} = 140 \times (\text{Resin Acids, mg/L})^{-0.994}$, with an $R^2 = 0.98$.

Data on the distribution of BOD, resin/fatty acids and toxicity between Dolbeau TMP and paper machine effluents were obtained during two survey periods. Data from these surveys are provided in Table 4. All of the survey results show the TMP effluent to be the dominant contributor to BOD, resin /fatty acids and toxicity. The paper mill effluent contribution to the total mill BOD discharge averaged about 10%, while resin acid contribution ranged from about 21% in September to 10% in March. The higher degree of isolation of BOD and toxicity in the Dolbeau TMP process effluent, as compared to that at Donnacona, suggests that treatment of a segregated effluent stream may be more viable at this mill. A factor which may contribute to the relative segregation achieved at the two mills is the absence of significant bleaching in the Dolbeau process. For the effluent treatment study, a concentrated effluent composed of the TMP process effluents was prepared by sampling individual effluents and combining them in proportion to flow.

Correlation of Resin Acid Content with Toxicity to Trout

Combining the Donnacona and Dolbeau data on toxicity to trout versus resin acid content indicated that both sets of data follow the same relationship. The correlation for the combined data, as presented in Figure 4, is LC_{50} = 134 x (Resin Acids, mg/L)$^{-0.982}$, with an R^2 of 0.97. Reported toxicities of individual resin acids to trout have LC_{50}'s in the range of 0.6 to 1 mg/L [41]. For the proportions of resin acids present in the Donnacona and Dolbeau effluents and assuming additive toxicity, the mixed resin acids should have a LC_{50} of 100% at a concentration of 0.84 mg/L. From the above correlation, the calculated resin acid concentration for an LC_{50} of 100% is 1.35 mg/L. From this analysis it appears safe to conclude that for the Donnacona and Dolbeau effluents, resin acids are the sole significant source of toxicity to trout.

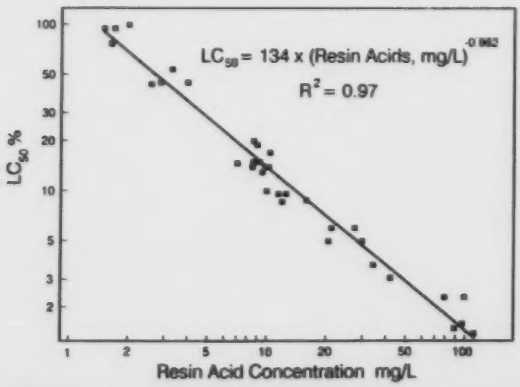


FIGURE 4 RESIN ACID CONCENTRATION VERSUS TOXICITY TO TROUT

ACTIVATED SLUDGE TREATMENT

The treatment results have been grouped in Tables 1, 2 and 3 for the Donnacona total mill effluent, the Donnacona TMP effluent, and the Dolbeau TMP effluent, respectively. In these tables the results are presented in descending order of hydraulic residence time (HRT), sludge age and feed BOD concentration. Also included in these tables are the bioassay results on treated effluents for acute toxicity to Rainbow trout and Daphnia magna.

Donnacona Total Mill Effluent Treatment

BOD_5 removal

The average BOD concentration of the ten total mill effluent samples used in the study was 460 mg/L with a range of 150 to 860 mg/L. As compared to the average mill BOD discharge of 394 mg/L, the samples used in the study had generally higher concentrations. The variability between effluent samples in the study was also greater than that indicated by the mill's daily composite data (the minimum and maximum concentrations over a ten month period were 177 and 603 mg/L, respectively). The greater variability noted in the samples used in the study likely arises from their shorter compositing period versus the daily composites used for mill BOD monitoring. In practice, an effluent treatment system would be exposed to at least the range of concentrations represented by the samples treated in this study.

As shown in Table 1, unfiltered BOD removals were in excess of 90% for all but one (Reactor 2, experiment 5) of the treatment conditions. The low BOD removal corresponded to a low feed concentration of 150 mg/L. For this treatment the low food to biomass (F/M) ratio (0.09) and low BOD loading (0.2 $kg/m^3/.d$) likely contributed to the low percentage BOD removal. Excluding the result from this condition, the average filtered and unfiltered BOD removals for the total mill effluent were 93.3 and 92.9%, respectively.

BOD removal was not significantly affected by decreasing the HRT from 24 to 12 hours. A further decrease to 8 hours however produced a modest decline in performance from 93.6% (24h) to 91.6%.

For a given HRT, sludge ages of 10 to 30 days appeared to have no significant effect on BOD removal. At an HRT of 18 hours average BOD removals of 92, 92.2 and 92.7 were achieved at sludge ages of 30, 20 and 10 days, respectively.

With the exception of experiment 5 in Reactor 2, the BOD removal was also not significantly affected by the feed concentration. F/M ratios in 14 of the 17 treatments were within the typical range (0.2 - 0.7) for activated sludge systems. BOD loadings were also generally within the typical activated sludge range of 0.8 - 2.0 $kg/m^3.d$.

Removal of resin/fatty acids and toxicity

Three of the ten samples used in the treatment study were analyzed for resin and fatty acids (RFA). Total RFA in these samples ranged from 3.8 to 6.6 mg/L. These concentrations are somewhat lower than the average mill effluent data of about 7.3 mg/L.

RFA removal averaged 89% at an HRT of 18 hours, declining to 83% at

an HRT of 12 hours. Individual treatment removals of 94 and 94.1% were obtained at an HRT of 18 hours with sludge ages of 30 and 20 days. Treatment with an HRT of 18 hours and a sludge age of 10 days however produced a significantly lower RFA removal (78.5%).

Residual RFA concentration ranged from 0.2 to 1.4 mg/L. Based on the observed correlation between resin acid concentration and toxicity to trout, these concentrations would be expected to produce LC_{50}'s of > 100%. This was confirmed by toxicity tests on six of the treated effluents which showed no mortality. Five of the samples also produced no mortality during the 48h Daphnia magna test. The sixth sample produced a Daphnia LC_{50} of greater than 100%. Toxicities of the untreated effluents were 14 and 15.5% for trout and 33 and 48% for Daphnia.

Although all of the test treatment conditions produced acceptable toxicity removals, the residual RFA concentrations in two of the treatments (18h HRT, Reactor 1, experiment 3; and 12h HRT Reactor 3, experiment 3) were close to the level at which an LC_{50} of < 100% might be expected. When considered together with the generally low RFA levels in the untreated effluent, the results from this series of treatments would suggest the need for an HRT of not less than 18 hours and a sludge age of greater than 10 days to achieve consistently non-toxic results.

Suspended solids and sludge settling

Excluding two treatment conditions effected by deficient clarifier design, the average suspended solids leaving the settler was 42 mg/L. The secondary sludge exhibited zone settling for all of the treatment conditions. The sludge volume index (SVI) ranged from 110 to 387 mL/g. A good settling sludge is generally considered to be characterized by a SVI of from 50 to 150 mL/g. SVI's of 150 to 200 mL/g are likely to produce bulking at high rise rates and SVI's greater than 300 mL/g should be considered as severely bulking.

Neither HRT nor sludge age was observed to be directly related to the SVI. Reference to the food to biomass ratio, however, indicated that sludges produced within a F/M range of 0.2 to 0.44 had generally better settling characteristics. For this range of F/M the average SVI was about 200 mL/g.

Microscopic examination

Microscopic observations indicated no significant difference between microbial populations for the various treatment conditions examined. The population was characterized by microbial floc with the presence of ciliates and nematodes. Similar conditions were also observed for the treatment of TMP effluent from the Donnacona mill.

Donnacona TMP Effluent Treatment

BOD removal

The average BOD concentration of the untreated effluent samples was 1050 mg/L. Filtered and unfiltered BOD removals averaged 96.2 and 95% respectively. As shown in Table 2, BOD removal tended to decrease with decreasing HRT. BOD removal averaged 97.3 at an HRT of 24 hours, decreasing to 91.6 at an HRT of 8 hours. There were not sufficient data to determine

the effect of sludge age. BOD removal did not appear to be influenced by the range of feed concentrations encountered (667 - 1730 mg/L). F/M ratios for all of the treatment conditions were within the range of 0.2 to 0.7. BOD loading ranged from 0.7 to 3.4 kg/m^3.d. The higher BOD loadings corresponded to an 8h HRT where some reduction in BOD removal was noted. Consistently high BOD removals (> 95%) were obtained at an HRT as low as 12 hours (sludge age : 10 days).

Removal of resin/fatty acids and toxicity

The removal of resin and fatty acids averaged 98.1% with residual levels ranging from 0.01 to 0.39 mg/L. As compared to the performance on total mill effluent, RFA removal was significantly better for the more concentrated TMP effluent. The reason for the better RFA removal for treatment of the TMP effluent is not apparent. However the success of activated sludge treatment in removing RFA in the TMP effluent suggests that its removal in a more dilute total mill effluent may be less problematic than indicated by the limited data from the current treatment study.

Treated effluents from three of the treatment conditions (one at 12h HRT and two at 8h HRT) were tested for toxicity. All of the effluents showed no lethality to trout and had Daphnia LC_{50}'s of > 100%. The untreated effluent LC_{50}'s were 7.1 and 15% for trout and Daphnia, respectively.

The combined results for treatment of the Donnacona total mill effluent and TMP effluent indicate that toxicity removal could be successful at an HRT as low as 8 hours.

Suspended solids and sludge settling

The treated effluent suspended solids averaged 39 mg/L. Settling rates for many of the treatment conditions were, however, slow. Four of the test conditions produced average SVI's of over 300 mL/g, indicating severe bulking conditions. Acceptable SVI's (200 mL/g) were encountered under some conditions at all of the HRT's examined.

Dolbeau TMP Effluent Treatment

BOD_5 removal

The BOD concentration of the Dolbeau TMP untreated effluent samples averaged 2490 mg/L with a range of 1965- 3188 mg/L. Filtered and unfiltered BOD removals averaged 93.5 and 90.5%, respectively. Average BOD removals of 94.4% and 96.3% were achieved at HRT's of 36 and 24 hours, respectively. Comparison of BOD removals obtained at these HRT's over a range of sludge ages of 30 to 5 days indicated improving BOD removal at lower sludge age. Removals obtained at sludge ages of 10 to 5 days with an HRT of 24 hours were not significantly lower than those obtained at an HRT of 36 hours. Good performance was also obtained at an HRT of 18 hours, where BOD removals averaged 97.5 and 96% at sludge ages of 10 and 5 days, respectively. Low BOD removals obtained at an HRT of 18 hours and a sludge age of 20 days (average 71%) corresponded to a condition of viscous sludge bulking [42]. F/M ratios during these experiments were high (1.1 and 1.3) as were the BOD loadings (3.3 - 3.5 kg/m^3.d).

At HRT's of less than 18 hours, significant decline in BOD removal was encountered. At an HRT of 12 hours, BOD removal fell to 92.7% and further declined to 73% at an 8h HRT. BOD loadings for these conditions were very high at 6.4 and 9.6 kg/m_3.d, respectively.

Removal of resin/fatty acids and toxicity

With two exceptions, RFA removals of 90% or higher were achieved under the treatment conditions examined. The exceptions were for treatments in Reactor 6 (experiments 4 and 6) where RFA removals of 89.2 and 68.7% were indicated. During the same treatments the reactor experienced viscous sludge bulking. However this condition was also noted during experiment 5 when RFA removal was 96%. Excluding the result from Reactor 6 experiment 6, the RFA removals averaged 96%, with residual concentrations ranging from 0.05 to 1.99 mg/L.

Nine of the treated effluents were tested for acute toxicity to Rainbow trout and Daphnia magna. Acceptable levels of toxicity removal were achieved in five of the nine treatments for trout and in all nine for Daphnia. LC_{50}'s for trout of less than 100% were found in treatments at HRT's of 36 hours (2 of 3), at 18 hours (1 of 2) and 8 hours (1 of 1).

Toxicities of the untreated effluents were 2.1, 2.3 and 2.3% for trout and 5.9, 8.4 and 17% for Daphnia. Referring to the correlation developed previously between toxicity to trout and resin acid content, the above untreated toxicities of 2.1 and 2.3% for trout should be expected to have RFA concentrations in the range of 73 to 79 mg/L. These are considerably higher than the levels reported in Table 3. Reference to mill effluent analysis also would suggest higher RFA levels than reported. It is therefore likely that the RFA removals for the Dolbeau TMP effluent were understated.

Two of the treated effluents which failed to achieve >100% LC_{50} for trout corresponded to depressed BOD removal efficiencies (82% for Reactor 6 experiment 6, and 73% for Reactor 6 experiment 11). In the first case the depressed BOD removal at an HRT of 18 hours occurred during problems with viscous bulking sludge, brought on by a high F/M ratio [43]. The second case appeared to be the result of too short an HRT (8 hours).

The remaining two treated samples with LC_{50}'s of less than 100% (Reactor 4, experiments 2 and 4) occurred at an HRT of 36 hours and had apparently satisfactory performance for BOD removal, with efficiencies of 96.6 and 97% respectively. Residual RFA concentrations recorded for the two treatments were 1.4 and 0.05 mg/L. Previous data on effluent toxicity versus resin acid content would suggest that neither of these effluents should have had an LC_{50} of less than 100%, although the high concentration effluent might be borderline. The registered toxicity response particularly for experiment 4 (RFA 0.05 mg/L) might indicate that resin acid removal was variable during this treatment and that the toxicity sample corresponded to a period of poorer resin acid removal. The result from experiment 2, obtained at an HRT of 36 hours and with a sludge age of 20 days, remains problematic. Examination of the detailed data (not presented) during this treatment indicated some instability over the period used to obtain the toxicity samples (MLSS ranged up to 10,100 mg/L).

From the treatment results for Dolbeau TMP effluent it would appear that consistent performance to trout LC_{50} of greater than 100% may not be achievable even at relatively long residence times and with high BOD removals. Although consistent removal of toxicity to an LC_{50} level of greater than 100% was not achieved, the activated sludge treatments at residence times as short as 12 hours indicated consistent capability for substantial toxicity reduction.

Suspended solids and sludge settling

Excluding the period of viscous sludge bulking (Reactor 6, experiments 4,5 and 6) the suspended solids in the treated effluent averaged 139 mg/L. The higher suspended solids in the Dolbeau treated effluent appeared to be the result of a higher concentration of non-settleable solids in the feed samples as compared to the Donnacona effluents.

Sludge settleability was generally good for the Dolbeau TMP effluent treatments. Excluding the cases of viscous bulking, the average SVI was 143 mL/g. Residence time or sludge age appeared to have no consistent effect on SVI over the ranges of the test conditions.

Microscopic examination

With the exception of Reactor 6, experiments 4 to 6, the microscopic examination showed a similar microbial community to that observed for the Donnacona treatments. The microbial population consisted primarily of flocs with evidence of some ciliates and nematodes.

Derivation of Biokinetic Parameters

In an activated sludge process, when organic matter is removed from solution by biological action, oxygen is consumed by the organisms and new cell mass is synthesized. The organisms also undergo progressive auto-oxidation (endogenous decay) of their cellular mass. These processes can be represented by the following equations :

$$\text{Organic} + a'O_2 + N + P \xrightarrow[K]{\text{Cells}} a(\text{New cells}) + CO_2 + H_2O + SMP_{ND} \quad (1)$$

$$\text{Cells} + b'O_2 \xrightarrow{b} CO_2 + H_2O + N + P + \text{nondegradable cellular residue} + SMP_{ND} \quad (2)$$

where SMP_{ND} = nondegradable soluble microbial products.

In the first equation, a' is the oxygen equivalent of the fraction of organic matter removed that is oxidized to end products and a is the fraction of organic matter removed that is synthesized into biomass. The term K is a removal rate constant related to the biodegradability of the specific wastewater. In the second equation, the coefficient b is the fraction per day of biomass endogenously oxidized and b' is the oxygen required to support the endogenous decay.

In order to design an activated sludge process, a, a', b, b' and K must be determined for the specific wastewater. The availability of values for these parameters permits material balances to be developed for the process, yielding substrate removal, oxygen requirement and biomass production.

Determination of substrate removal rate

In a continuous, fully mixed activated sludge process, the conventional relationship defining substrate removal is given by :

$$(So - Se)/Xt = KSe, \text{ where}$$

Se = substrate in effluent, mg/L; So = substrate in influent, mg/L;
X = MLSS, mg/L; t = hydraulic residence time, day;
(So - Se)/Xt = specific substrate removal rate, 1/day;
K = substrate removal rate constant, $d^{-1}(mg\ MLSS/L)^{-1}$.

This relationship is shown in Figures 5 and 6 for the treatment of Donnacona and Dolbeau effluents, respectively. The regressions show that the K constants for Donnacona total mill effluent (0.0123 $d^{-1}(mg\ MLSS/L)^{-1}$) and TMP effluent (0.0129 $d^{-1}(mg\ MLSS/L)^{-1}$) are very similar, and are comparatively higher than that for Dolbeau TMP effluent (0.0099 $d^{-1}(mg\ MLSS/L)^{-1}$). This implies that the Donnacona wastewater is somewhat more biodegradable than that of Dolbeau. By comparison, the TMP effluent removal rate constants are lower than most of the values (0.0029-0.018 and 0.017-0.03 $d^{-1}(mg\ MLSS/L)^{-1}$) reported for other wastewaters [44].

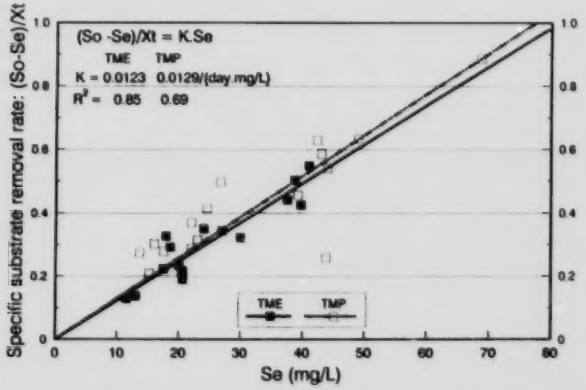


FIGURE 5 SUBSTRATE REMOVAL KINETICS - DONNACONA

Determination of oxygen utilization parameters

The biological oxygen requirement can be computed by the conventional formula :

$$SOUR = a'(\text{specific substrate removal rate}) + b'$$

The oxygen coefficient, a', is determined as the slope of the plot of specific oxygen utilization rate (SOUR), which is the oxygen uptake rate per unit of MLSS (g O_2 per g of MLSS per day), versus specific substrate removal rate; while the endogenous respiration coefficient, b', is the intercept.

As shown in Figure 7, the values of a' for Donnacona total mill effluent

and TMP effluent are 0.44 and 0.58 g O_2 per g BOD removed, and the corresponding values for b' are 0.09 and 0.05 g O_2 per g MLSS per day. In the case of Dolbeau, the values of a' and b' are 0.4 g O_2 per g BOD removed and 0.13 g O_2 per g MLSS per day, respectively (Figure 8).

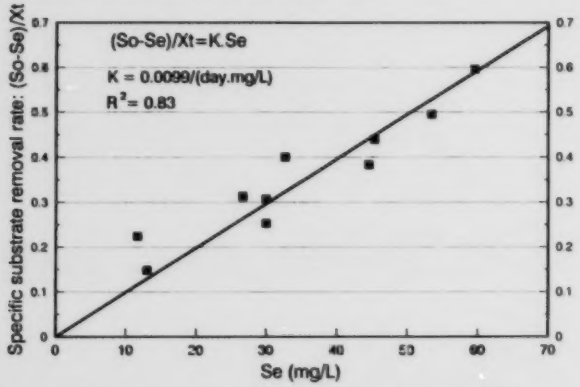


FIGURE 6 SUBSTRATE REMOVAL KINETICS- DOLBEAU

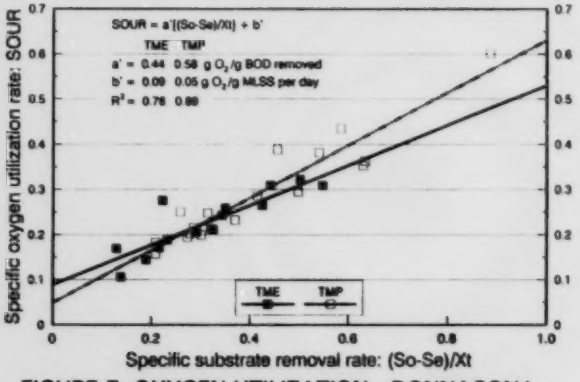


FIGURE 7 OXYGEN UTILIZATION - DONNACONA

Determination of biomass yield parameters

The net sludge yield for a wastewater that contains primarily soluble organic substrate is conventionally expressed as :

$$dX/VX = a(\text{specific substrate rate}) - b, \text{ where}$$

dX = amount of MLSS produced per day, g/d;
VX = total quantity of MLSS in the reactor, g;
a = sludge yield coefficient, g MLSS per g BOD_5 removed;
b = endogenous decay coefficient, d^{-1}.

The coefficients a and b can be determined from a plot of dX/VX (specific microbial growth rate) versus specific substrate removal rate. The coefficient, a, is very similar for both Donnacona (Figure 9) and Dolbeau (Figure 10) TMP effluents. However the regression for the Donnacona data appears to indicate a significantly higher endogenous decay rate, b, than that for Dolbeau. Coefficients for the Donnacona total mill effluent could not be determined due to poor correlation of the experiment data.

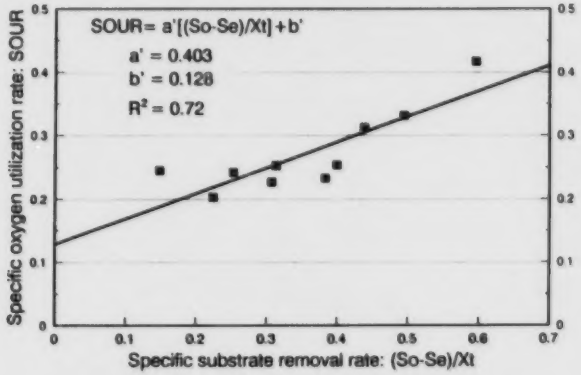


FIGURE 8 OXYGEN UTILIZATION - DOLBEAU

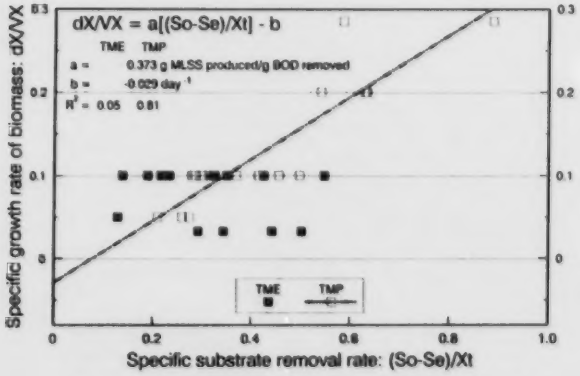


FIGURE 9 BIOMASS YIELD - DONNACONA

RFA removal

Data for RFA removal from the current study were also examined in an attempt to extract a removal rate constant. However a plot of the data in the form of (So - Se)/Xt versus Se indicated too wide a scatter to produce a correlation. Approximately 70% of the data points were either close to the BOD removal rate constant lines or significantly higher, indicating RFA removals

generally equal to or higher than BOD_5 removals.

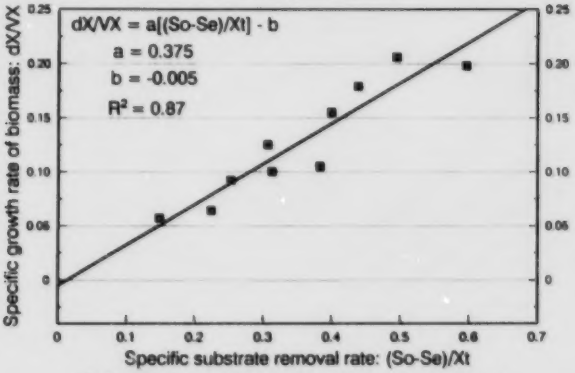


FIGURE 10 BIOMASS YIELD - DOLBEAU

DEVELOPMENT OF EFFLUENT TREATMENT STRATEGIES

Options to Treat Concentrated TMP Effluent

Data from both the Donnacona and Dolbeau mills have indicated that resin acids released in the TMP process are the dominant source of toxicity to trout in the mills' effluents. Soluble material released in the TMP process is also the primary source of effluent BOD. Isolation of a high proportion of these substances in a concentrated low flow stream could provide an alternative to secondary treatment of the total mill effluent.

For the Donnacona mill the current arrangement of white water reuse and the release of additional BOD from the bleaching process result in a relatively low degree of isolation of these substances in the current TMP process effluents. Moreover the extent of process modifications which would be necessary to achieve a sufficiently high degree of isolation make it impractical to consider treatment of only a concentrated effluent for this mill.

In contrast the Dolbeau mill already has a relatively high degree of isolation of BOD and resin acids in combined TMP process effluent with a flow of about 10 m^3/t. With modifications to the existing disk filter and measures to reduce water use it should be practical to sufficiently increase the degree of isolation to enable the mill to meet effluent regulations without secondary treatment of the whole mill effluent. Based on preliminary examination it is expected that isolation of 93% of the current mill's BOD and resin acids in an effluent flow of 7 m^3/t could be achieved. The concentrated effluent would then have BOD and resin acid concentrations of 2660 and 154 mg/L respectively. The BOD concentration of this stream would be similar to the upper range of concentrations included in this study.

For the projected Dolbeau concentrated effluent, activated sludge treatment conditions were developed using data from the current study. The limiting design criteria was removal of sufficient resin acids to produce a non-toxic final mill effluent. The resulting treatment system design parameters were

as follows:

MLSS	6000 mg/L
sludge age	14 days
HRT	38 hours
BOD loading	1.7 kg/m^3.d
F/M	0.28
reactor volume	4950 m^3
sludge yield	2050 kg/d.

The expected BOD removal, based on biokinetic data from the treatability study, would be 98.9%. Resin acid removal would be expected to be at least 98%, providing a final mill effluent concentration of 1.0 mg/L ($LC_{50} > 100\%$).

As compared to treatment of the total mill effuent, the above system requires approximately 65% less reactor volume and would reduce the required capacity of hydraulically sized components (e.g. secondary clarifier) by about 90%. Savings realised in treatment system costs would, however, be partly offset by the cost of required inplant modifications.

A further consideration in the decision of whether to treat a concentrated effluent for either mill is the compatibility of this approach with future changes in the mill processes which may be required due to evolving market demands. Among the potential changes which might be expected at either mill are : generation of deinked recycled fibre, increased peroxide bleaching, and increased sulphonation. Each of these measures could be expected to generate additional points of release of BOD and to significantly increase the total mill BOD discharge. Of the two approaches, the total mill strategy is generally less constrained in its ability to be adapted to the types of changes currently foreseen. It is primarily for this reason that both the Donnacona and Dolbeau mills have decided to pursue a total mill effluent treatment strategy.

Design for Total Mill Effluent Treatment

The initial design basis used to generate engineering grade cost estimates for the two mills are indicated in Table 5. The selected flow and BOD loading in the case of Donnacona were derived from consideration of various potential future process changes. The loading of 17.5 tpd of BOD is approximately 30% greater than the current average mill discharge. For the Dolbeau design the BOD load exceeds the current average discharge by about 20%.

The initial secondary treatment designs developed for the two mills by different consultants are presented in Table 5. The designs are significantly different in the proposed residence times for the two effluents. The Donnacona design called for a 24 hour HRT to achieve 90% BOD removal for a feed concentration of 507 mg/L. The F/M ratio of 0.12 is low for a conventional activated sludge system as is the loading. Reference to the results from the treatability study suggests the conditions used for the design are very conservative relative to the indicated BOD removal.

For the Dolbeau effluent, the consultant's design called for a residence time of 7.6 hours to achieve 90% BOD removal for a somewhat more dilute feed concentration (275 mg/L). The F/M ratio (0.24) and BOD loading (0.87 kg BOD/m^3.d) are within the normal range for activated sludge systems and

within the range of the current treatability experiments.

TABLE 5 PRELIMINARY DESIGNS FOR TMP SECONDARY TREATMENT SYSTEMS

	Donnacona		Dolbeau	
	Initial design	Revised design	Initial design	Revised design
Design Basis				
Flow, m^3/d	34600		38000	
BOD_5, tpd	17.54		10.45	
feed, mg/L	507		275	
% removal	90	94.8	90	93
Treated LC_{50}, %	>100	>100	>100	>100
Aeration				
HRT, h	24	9.0	7.6	9.2
F/M	0.12	0.34	0.24	0.20
MLSS, ppm	4090	4000	3500	3500
Volume, m^3	35084	12926	12000	14570
Depth, m	8.0		7.0	
Loading, kg $BOD/m^3.d$	0.50	1.36	0.87	0.72
Sludge yield, g/g BOD removed	0.63	0.28	0.42	0.35
Sludge production, tpd	9.95	4.71	3.95	3.39
Sludge age, days	14.3	11.0	10.6	15.0
O_2 demand, g O_2/g BOD removed	1.3	0.72	1.4	1.1
Oxygen demand, tpd	20.4	12.0	13.2	10.5

The initial design basis was reexamined with respect to BOD and toxicity compliance. In the reexamination, target BOD and resin acid levels were set at 50% of the expected regulatory requirements to provide a margin of safety in extrapolating from the pilot scale treatability data to a full scale design. The resulting requirements for BOD and resin acids removals were 92.9 and 95.5% respectively for Donnacona and 89.2 and 94.5% respectively for Dolbeau. In both cases resin acid removal appeared to be the limiting design criteria. The required resin acid removals should be assured at BOD removals of about 94% and 93% for the Donnacona and Dolbeau effluents respectively. These design removals are somewhat higher than specified as the initial design basis.

The design MLSS for the Donnacona effluent was set at 4000 mg/L. The required residence time to achieve 94% BOD removal was calculated to be about 8 hours resulting in a sludge age of slightly lower than the minimum target of 10 days. Increasing the design residence time to 9 hours provided an acceptable sludge age of 11 days. Other parameters for the revised design are indicated in Table 5. Both the F/M ratio and the BOD loading for the revised design are within the acceptable ranges for activated sludge treatment and are consistent with levels which produced satisfactory results in the current treatability study.

For the Dolbeau effluent, 93% BOD removal would require an HRT of 9.2 hours at a MLSS concentration of 3500 mg/L. Increasing the MLSS concentration could reduce the required HRT, however the weaker Dolbeau effluent BOD concentration (275 mg/L vs 507 mg/L for Donnacona) could make it difficult

to maintain a higher MLSS concentration. The F/M ratio and BOD loading for the revised design are at the lower end of normal ranges for activated sludge treatment. Both sludge yield (0.35 g/g BOD removal) and oxygen demand (1.1 g O_2/g BOD removal) are projected to be somewhat lower than 0.42 and 1.4 given in the consultant's initial design.

Availability of kinetic parameter data for Donnacona and Dolbeau effluents permitted review of consultants' proposed treatment systems designs. In the case of the Donnacona design, the review suggested major modification including a substantial reduction in the aerated reactor volume.

REFERENCES

1. B.C. Research, 1975. Identification and treatment of toxic material in mechanical pulping effluents. Environment Canada, CPAR-sponsored project, Report 149-2.
2. Stenberg, L.E. and Norberg, G. 1977. Effluents from the manufacture of thermomechanical pulps. Paperi ja Puu, 10, p652-658.
3. Walden, C.C. 1976. The toxicity of pulp and paper mill effluents and corresponding measurement procedures. Water Research, 10 : p639-664.
4. Walden, C.C., Howard, T.E. 1981. Toxicity of pulp and paper mill effluents - A review. Pulp Paper Canada 82(4): p115-124.
5. D. McLeay and Associates Ltd. 1987. Aquatic toxicity of pulp and paper mill effluent : A review, Envir. Canada, Report EPS 4/PF/1, p13-14.
6. Beak Consultants Ltd. 1986. Anaerobic treatment of TMP/CTMP wastewater. Environment Canada, Report WTC-BIO-02-88.
7. Almamark M. and Frostell B. 1988. Treatment of CTMP effluents in Scandinavia. Environment Canada, Report WTC-BIO07-1988, p121-134.
8. Cocci, A.A., Landine, R.C., Brown, G.J., Lutes, R.G. and Viraraghavan, T. 1985. Anaerobic fermentation of a semichemical pulp mill effluent. Pulp Paper Canada 86(2): T50-T52.
9. Welander, T., Andersson, P-E. 1985. Anaerobic treatment of wastewater from the production of chemithermomechanical pulp. Water Science Tech., 17:103-117.
10. Pichon, M., de Choudens, C., Meyer, F. 1986. Anaerobic treatment of CTMP wastewater. EUCEPA Symp. Envir. Protection in the 90's Proc., p131-139.
11. Maat, D.Z. and Habets, L.A. 1987. Anaerobic treatment of pulp and paper effluents. 73rd CPPA annual meeting preprints, B295-B299.
12. Wilson, R.W., Murphy, K.L., Frenette, E.G. 1987. Aerobic and anaerobic treatment of NSSC and CTMP effluent. Pulp Paper Canada 88(1): T4-T8.
13. Pichon, M., Najean, H., Rouger, J. 1987. Anaerobic treatment of softwood sulfite CTMP wastewater. The 4th Int. Sypm. on Wood and Pulping Chemistry, 1:185-188.
14. Andersson, P-E., Gunnarsson, L., Olsson, G., Welander, T., Wikstrom, A. 1987. Anaerobic treatment of CTMP effluent. Pulp Paper Canada 88(7): T233-T236.
15. Vipat, V. and Branion, R. 1988. Evaluating the anaerobic treatability of thermomechanical pulping wastewater. Pulp Paper Canada 91(3): T94-T104.

16. McFarelane, P., O'Kelly, N. 1988. Treatment of chemitheromechanical pulping effluents in New Zealand", Environment Canada, Report WTC-BIO-07, p111-119.
17. Hall, E.R. and Cornacchio, L-A. 1988. Anaerobic treatability of Canadian pulp and paper mill wastewaters. Pulp Paper Canada 89(6): T188-T192.
18. Frenette, E.G., Schneider, E., Jordan, J.A. and Garvie, R. 1989. Start-up experience of full scale upflow anaerobic sludge bed for treatment of CTMP and NSSC wastewaters at Consolidated Bathurst's mill, Bathurst, New Brunswick, Tappi Environment Conference, p457-464.
19. Winslow, F.B. 1989. Operating experiences with an anaerobic - aerobic treatment system. Tappi Envir. Conference proceedings, p465-471.
20. Gunnarson, L., Andersson, P-E. and Olsson, L-E. 1989. Anaerobic treatment of CTMP effluent from peroxide bleached softwood. Tappi Environment Conference proceedings, p535-542.
21. McAllen V.E. 1988. Treatment of chemi-thermomechanical pulping effluents. Environment Canada, Report WTC-BIO-07, p47-77.
22. Servizi, J.A., Gordon, R.W. 1985. Detoxification of TMP and CTMP effluents alternating in a pilot scale aerated lagoon. Pulp Paper Canada 89(11): T405-T409.
23. Shere, S.M., Daly, P.G. 1982. High rate biological treatment of TMP effluent. Pulp Paper Canada 83(C): T91-T95.
24. Lo, S.N., Liu, H.W., Rousseau, S. and Lavallée, H.C. 1991. Characterization of pollutants at source and biological treatment of a CTMP effluent. Appita, 44(2), p.133-138.
25. Liu, H.W., Lo, S.N. and Lavallée, H.C. 1990. Secondary treatment of a chemical/thermomechanical pulp and paper effluent. 13th International Sym. on Wastewater Treatment, Environment Canada, AQTE, SQAE and Ministière de l'Environnement du Québec, Nov. 14-16, Montreal.
26. Thakore, A., Skolos, R., Jensen, G. and Affleck, R. 1990. Upgrading of Croftons CTMP activated sludge treatment system. Spring Conference proceedings of CPPA, section 2A (High yield pulping).
27. Nielsen, G. and Lyka, W. 1990. Use of extended aeration activated sludge to treat alkaline peroxide pulp effluent. Spring Conference proceedings of CPPA, section 2A (High yield pulping).
28. Bennett, D.H., Falter, C.M., Campbell, A.G., Reeser, D.M., Johnson, W.H. and Gibson, L. 1990. Efficiency of a pilot-scale waste treatment system to reduce toxicity of CTMP effluents. Tappi Environment Conference proceedings, p321-331.
29. MacLean, B., Andre de Vegt and Driel, E.V. 1990. Full-scale anaerobic/aerobic treatment of TMP/CTMP effluent at Quesnel River Pulp. Tappi Environment Conference proceedings, p647-661.
30. Welander, T., Malmqvist, A. and Yu, P. 1988. Anaerobic treatment of toxic forest industry wastewaters. In: Anaerobic Digestion 1988, Pergamon Press, London.
31. McCubbinn, N. 1983. The basic technology of the pulp and paper industry and its environment protection practices. Environment Canada, Report EPS 6-EP-83-1, p124-136.
32. Novatec Consultants Inc., Hydroqual Consultants Ind., Sandwell Swan

Wooster Inc. and M.R. McDonald and Associates Ltd. 1987. Management of effluents from CTMP pulp mills: Part 1. Prepared for Alberta Environment.

33. Jenkins, D and Richard, M.G. 1985. The causes and control of activated-sludge bulking. Tappi 68(12): 73-76.
34. Flammino, A., Bellanca, M.A. and Tracy, K.D. 1989. Pilot study of activated sludge process incorporating an anaerobic selector for the treatment of pulp and paper wastewater. Tappi Environment Conference proceedings, p305-320.
35. Schnell, A., Dorica, J., Ashikawa, M., Munnoch, G. and Hall, E.R. 1990. Anaerobic and aerobic pilot-scale effluent detoxification studies at an integrated newsprint mill. Pulp Paper Canada 91(9): T347-T352.
36. Standard Methods for the Examination of Wastewater, 16th. Ed. 1985, American Water Pollution Control Federation.
37. Ramalho, R.S. Introduction to Wastewater Treatment Processes, 2nd. Ed. 1983, p.254, Academic Press.
38. Voss, R.H., Rapsomatitis, A. 1985. An improved solvent extraction based procedure for the gas chromatographic analysis of resin and fatty acids in pulp and paper mill effluents. J. of Chromatography, p.346-405.
39. EPS, 1990. Biological Test Method : Acute lethality Test using Rainbow Trout. Environmental Protection Conservation and Protection, Environment Canada, Report EPS 1/RM/9.
40. EPS, 1990. Biological Test Method : Acute lethality Test using Daphnia ssp., Environmental Protection Conservation and Protection, Environment Canada, Report EPS 1/RM/11.
41. Taylor, B.R., Yeager, K.L., Abernathy, S.G. and Westlake, G.F. 1988. Resin Acids. Scientific Criteria Document for Development of Provincial Water Quality Ctriteria Objectives and Guidelines. Ontario Ministry of the Environment. ISBN 0-7729-4347-8, p.54.
42. Jenkins, D., Richard, M.G. and Daigger, G. T., 1986. Manual on the Cause and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming, p.1-6, Water Research Commission of the Republic of South Africa (Ridgeline Press, Lafayette, Ca, USA.)
43. Hale, F.D. and Graver, S.R. 1983. Viscous bulking of activated sludge. presented at the 56th Annual Conference Water Pollution Control Fedn., Altanta, G.A. October 2-7.
44. Ekenfelder, W.W., Jr. 1970. Water Quality Engineering for Practicing Engineers. Barnes and Noble, New York, p.156.

Problématique technologique du secteur des pâtes et papiers du Québec

(Overview of Environmental Technologies in the Pulp and Paper Industry in Quebec)

P. Sylvestre, R. Zaloum,
Centre Saint-Laurent,
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Risk Assessment for Waste Management
The Theory and the Reality

Dr. Steve E. Hrudey, P.Eng.
Professor of Environmental Health
Faculty of Medicine
University of Alberta
Edmonton, Alberta
T6G 2G3

Risk assessment has become a buzz phrase for applying objective health-related criteria to determining environmental standards. While the introduction of rigorous, rational approaches into waste management should represent an improvement over some of the past arbitrary practices, the strengths and limitations of quantitative risk assessment are not yet widely understood by decision-makers. Some generic examples of the practical limitations to the sensible application of health risk assessment in waste management will be explained. These will be used to develop an appropriate sense of caution about the capabilities of quantitative risk assessment in the field of waste management.

APPROCHE ET INVESTIGATION DES OPTIONS DE TECHNOLOGIE EN CIRCUIT FERMÉ POUR UNE USINE DE PAPIER JOURNAL-PTM

par:

P.R. Stuart et M. Patry
Les Consultants BEAK Limitée, 3285 Cavendish, Suite 610
Montréal, Québec H4B 2L9

F. Arsenault
F.F. Soucy Inc., Rivière-du-Loup, Québec

R. Robitaille
Centre Saint-Laurent, Montréal, Québec

RÉSUMÉ

F.F. Soucy a choisi d'étudier la possibilité d'implanter la technologie en circuit fermé dans son usine de pâtes et papiers de Rivière-du-Loup, dans le but de respecter les réglementations environnementales actuelles et futures concernant les rejets d'effluent.

La première des trois phases du programme a été complétée, et a permis d'identifier les éléments de base nécessaires à l'implantation de la technologie en circuit fermé qui sont:

1. la réduction du volume d'effluent (m^3/t) à un niveau inférieur à son niveau actuel;
2. le maintien ou l'amélioration de la qualité de la pâte et du papier journal tout au long du processus de réduction de l'effluent;
3. l'identification de procédés techniquement réalisables qui pourront permettre à l'usine de traiter l'effluent (à débit réduit) afin de le recycler complètement dans le procédé de fabrication.

Il a été établi qu'une alternative moins coûteuse que les technologies en circuit fermé déjà éprouvées doit être élaborée pour permettre à F.F. Soucy de considérer un procédé "zéro effluent" au lieu d'un traitement biologique conventionnel. La Phase II du programme permettra d'identifier ce procédé moins coûteux.

ABSTRACT

F.F. Soucy Inc. is investigating the possibility of implementing closed cycle technology for their TMP-newsprint mill in Rivière-du-Loup, in order to meet existing new environmental regulations as well as possible more stringent regulations in the future.

The first phase of a three-phase programme has been completed, in which the elements of a closed cycle technology for the mill were identified including:

1. the requirements to reduce effluent discharge flow (in m^3/t) to various levels below the already low discharge flow rate;
2. the requirements to maintain pulp and newsprint quality, while the effluent flow is being reduced by in-mill techniques;
3. the identification of technically-feasible processes which would permit the mill to treat the (reduced flow) effluent discharge so that it can be completely recycled.

It was established that a lower-cost alternative than those of proven closed cycle technologies is required to allow F.F. Soucy to seriously consider "zero effluent" instead of biological treatment and discharge. Phase II of the programme will concentrate on identifying this lower-cost process.

1. INTRODUCTION

L'usine F.F. Soucy, située à Rivière-du-Loup, produit 550 TMSA[1]/d de papier journal à partir de pâte thermo-mécanique (PTM). La compagnie a toujours eu une approche environnementale proactive, comme le prouvent les caractéristiques actuelles de son effluent. Selon les données recueillies lors des analyses effectuées pour le Plan d'Action Saint-Laurent (Lavallée, 1990), F.F. Soucy déverse, par tonne de papier journal, environ 34 m^3 d'effluent, 4.5 kg de matières en suspension (MES), et 21.2 kg de demande biochimique en oxygène (DBO_5).

Ces valeurs de débit et de MES rejetés sont les plus faibles à provenir d'une usine de papier journal PTM au Québec. Ceci reflète les efforts apportés par l'usine afin de réduire le plus possible les rejets à la source.

---

[1] TMSA/d: Tonne Métrique Séchée à l'Air par jour.
TMSF: Tonne Métrique Séchée au Four

Afin de réduire la charge en DBO_5 et la toxicité de l'effluent, l'usine a le choix d'installer un traitement secondaire pour l'effluent, ou mieux encore, d'implanter une technologie en circuit fermé.

Il existe déjà deux usines au Canada qui opèrent en circuit fermé. Ces usines ont été récemment construites et sont actuellement en opération dans l'ouest canadien. Elles produisent de la pâte CTMB à partir du tremble, et n'ont pas de machine à papier journal. Ces usines sont donc très différentes de celle de F.F. Soucy. De plus, les usines ont été conçues pour fonctionner en circuit fermé ce qui n'est pas le cas de F.F. Soucy qui doit surmonter des défis importants pour atteindre un niveau d'effluent zéro.

Pour une usine telle que celle de F.F. Soucy, qui est une usine intégrée produisant du papier journal, le procédé en circuit fermé est innovateur et sans précédent.

F.F. Soucy a décidé d'approfondir davantage cette option afin d'évaluer les coûts d'investissement et d'opération associés à ce nouveau procédé. A cette fin, l'usine reçoit de l'assistance du Plan d'Action St-Laurent et de l'Industrie, Sciences et Technologie Canada (ISTC).

2. APPROCHE DE LA TECHNOLOGIE EN CIRCUIT FERMÉ

Le terme circuit fermé fait référence à des procédés ou technologies permettant d'éliminer tout rejet liquide contaminé. Le programme d'étude permettant l'éventuelle implantation dans l'usine d'un procédé en circuit fermé est représenté dans la Figure 1.

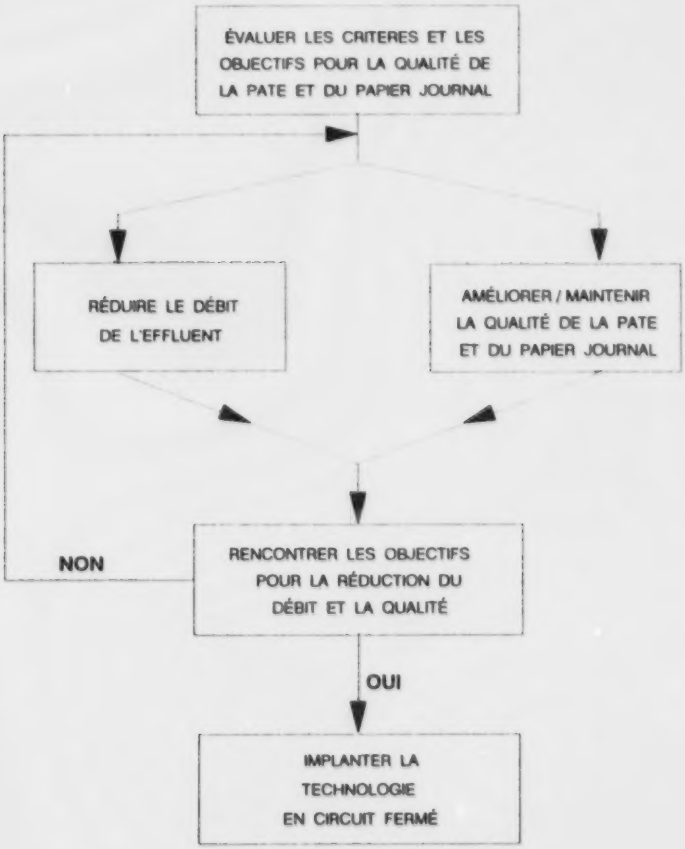


FIGURE 1: Programme permettant l'éventuelle implantation chez F.F. Soucy d'un procédé en circuit fermé.

Les premières étapes du programme visent principalement la réduction du débit de l'effluent afin de réduire les coûts associés à son traitement et à son recyclage. Tout au long du programme, on doit s'assurer de conserver ou d'améliorer la qualité du papier produit.

La réduction du volume d'effluent sera effectuée jusqu'à un niveau permettant l'implantation à un coût minimum de la technologie en circuit fermé. Ceci devrait être réalisé graduellement, en recyclant de plus en plus d'effluent à mesure que les problèmes potentiels pouvant survenir dans le procédé de fabrication auront été surmontés.

3. ÉTENDUE DU PROGRAMME

F.F. Soucy Inc. avec la collaboration du Centre St-Laurent et du ISTC, ont établi un programme d'étude qui leur permettra d'évaluer la faisabilité d'opérer leur usine en circuit fermé.

Ce programme comprend trois Phases:

1. L'objectif de la Phase I de ce programme était de spécifier l'approche technique à adopter pour réaliser la technologie en circuit fermé, et d'évaluer les coûts d'investissement et d'opération préliminaires associés à cette approche. L'approche et les coûts ont tenu compte de l'amélioration du produit, de la réduction de l'effluent et de plusieurs technologies en circuit fermé, même celles qui n'ont pas encore été réellement éprouvées.

2. Le principal objectif de la Phase II sera de déterminer la faisabilité technique de la technologie en circuit fermé proposée. De plus, les estimation de coûts et l'ingénierie pour l'amélioration du produit et les projets de réduction de l'effluent seront complétés. Après la Phase II, l'usine choisira entre l'implantation de la technologie en circuit fermé et le traitement secondaire de l'effluent suivi de son rejet à la Rivière-du-Loup.

3. Dans l'éventualité où la technologie en circuit fermé est à la fois techniquement réalisable et économiquement intéressante, l'objectif de la Phase III sera d'élaborer le concept de la technologie en circuit fermé, de compléter la conception du procédé pour un système grandeur réelle, et développer des estimations de coûts pour appropriation.

   La Phase I présentée plus tôt comporte quatre parties:
   - simulation du procédé;
   - amélioration de la qualité de la pâte;
   - réduction du débit de l'effluent et;
   - technologies alternatives pour l'opération en circuit fermé.

4. SIMULATION DU PROCÉDÉ

La première étape de la Phase I était de compléter la simulation du procédé. La simulation GEMS du procédé consiste en des bilans massique et énergétique de tout le procédé de l'usine.

Le procédé actuel a été simulé pour les deux modes d'opération les plus utilisés: opération avec 4 lignes de PTM et deux machines à papier, et opération avec 3 lignes. Les résultats ainsi obtenus ont été validés avec des valeurs mesurées dans le procédé.

La simulation du procédé de référence a été utilisée de plusieurs façons pour la réalisation de la Phase I de ce programme:

1. Elle a aidé l'ingénierie de procédé lors de recherches effectuées dans certaines parties spécifiques du projet, e.g. l'amélioration du procédé de lavage des copeaux, l'évaluation des bilans sur les tamis et les épurateurs pour diverses modifications de configuration.

2. Elle a été utilisée pour effectuer l'étude de différents procédés de réduction d'effluent dans l'usine.

3. Elle a été utilisée comme outil de conception des meilleurs moyens pour minimiser le volume d'effluent et pour évaluer la qualité des eaux usées qui devront être traitées par la technologie en circuit fermé.

Lors de la Phase II, la simulation aidera à évaluer l'impact sur le procédé de la réduction imposante du débit de l'effluent combinée à l'implantation d'une technologie en circuit fermé. La simulation sera aussi utilisée pour estimer l'efficacité de l'enlèvement requis des solides dissous afin d'atteindre les objectifs spécifiques du procédé.

5. AMÉLIORATION DE LA QUALITÉ DE LA PATE

Les premières actions à entreprendre pour l'implantation de la technologie en circuit fermé incluent:

1. le maintien ou l'amélioration de la qualité du papier et;
2. la réduction graduelle du débit au moyen de mesures internes de recyclage.

La réduction de l'eau peut être accompagnée par une réduction de la qualité de la pâte et du papier journal. C'est pour cela qu'il faut améliorer la qualité de la pâte tout en réduisant l'eau.

Cette section et la suivante traitent:

a) des améliorations dans la manutention des copeaux; et
b) des améliorations des opérations de tamisage et d'épuration .

MANUTENTION DES COPEAUX

Une série de recommandations ayant pour but d'améliorer la qualité du papier journal en éliminant plus efficacement les matériaux de rejets (éclats de copeaux, particules fines, écorce, etc.), permettra la production d'une meilleure pâte. Les recommandations sont basées sur l'étude approfondie de l'usine, réalisée en étroite collaboration avec son personnel. Plusieurs conclusions furent justifiées par la simulation GEMS faite pour toute l'usine.

En considérant que ce système de lavage de copeaux a été conçu avec une capacité d'environ 270 t/j et qu'il fonctionne actuellement à plus de 600 t/j on peut estimer qu'il fonctionne relativement bien.

Un plan d'amélioration du système de lavage des copeaux, comportant plusieurs phases, est recommandé. En apportant peu de changements au procédé, la Phase I permet une amélioration immédiate de la qualité de la pâte en éliminant le sable provenant des copeaux et les fines de copeaux. Grâce à des modifications plus importantes, la Phase II permet des améliorations significatives de la qualité de la pâte en réduisant les fines associées aux copeaux.

SYSTEME D'ÉPURATION DE LA PATE

Les résultats de l'étude d'évaluation des installations de tamisage et d'épuration de la pâte à l'usine F.F. Soucy de Rivière-du-Loup ont permis plusieurs recommandations ayant pour but d'améliorer la qualité du papier journal. Les recommandations sont basées sur l'étude approfondie de l'usine.

Un programme d'amélioration du système de tamisage et d'épuration comportant deux Phases était recommandé.

La recommandation principale était d'installer une 5è étape d'épuration de la pâte provenant des raffineurs de rejets.

6. RÉDUCTION DU DÉBIT DE L'EFFLUENT

La réduction du débit est nécessaire pour permettre l'implantation d'une technologie en circuit fermé à un coût minimum.

Les différents programmes de réduction du débit de l'effluent ont été regroupés par priorités. Ces groupes sont décrits brièvement dans le Tableau 1.

TABLEAU 1
DESCRIPTION DES DIFFÉRENTS GROUPES DE PROJETS

GROUPE	PROJETS
I	Phases d'amélioration I & II du lavage à copeaux. Phases d'amélioration I & II du tamisage et de l'épuration.
II	Collecte des eaux de lavage des filtres à la MAP no.2. Amélioration de la gestion des eaux blanches. Recyclage de l'eau d'étanchéité des pompes à vide. Réduction des débits d'eau des joints d'étanchéité des pompes et des agitateurs. Utilisation d'eau réutilisée de la MAP no. 2 pour les joints d'étanchéité, les serre-garnitures et les boyaux d'arrosage.
III	Ségrégation de l'eau fraîche. Amélioration de la récupération de l'eau de refroidissement. Amélioration du recyclage des eaux blanches pauvres à la MAP no.2.
IV	Utilisation de l'eau blanche filtrée de la MAP no. 1 pour le blanchiment au peroxyde. Modification au système de recyclage des eaux blanches pauvres pour la MAP no.1. Élimination de l'eau pauvre d'appoint provenant de la PTM pour la MAP no.2.

Les projets d'amélioration de la qualité de la pâte du groupe I, ont peu d'effets sur la réduction de l'effluent, mais possèdent des justifications économiques et qualitatives du produit. Ces projets du groupe I seront implantés lors des étapes initiales de réduction de l'eau.

Les projets de réduction de l'effluent du groupe II auront peu d'impact sur les opérations du procédé, et réduiront considérablement le débit de l'effluent.

Les groupes II, III et IV, sont des projets de réduction du débit de l'effluent, classés selon un ordre logique, et échelonnés de façon à ce que le plus économique soit implanté le premier. Ces trois groupes réduisent respectivement le débit de l'effluent à 20 m^3/TMSA, 14 m^3/TMSA et 10 m^3/TMSA. Il y a très peu de risques associés à l'implantation des changements proposés afin de réduire le débit de l'effluent à 14 m^3/TMSA. Les risques s'accroissent quelque peu si le débit est réduit à 10 m^3/TMSA.

La réduction du débit à un volume inférieur à 10 m^3/TMSA est possible, mais requiert un investissement plus important et accroit les risques d'opération.

7. TECHNOLOGIES ALTERNATIVES POUR L'OPÉRATION EN CIRCUIT FERMÉ

Quatre options de technologies en circuit fermé ont été étudiées, afin de déterminer les plus prometteuses. Les procédés suivants ont été considérés.

1. Procédé de cristallisation par congélation;
2. Procédé d'évaporation;
3. Procédé de bio-membrane;
4. Possibilité d'un nouveau procédé qui implique des investissements et des coûts d'opérations moins élevés que les procédés énumérés précédemment.

Le procédé de cristallisation par congélation est une technologie qui est en cours de mise en marche à la nouvelle usine Louisiana-Pacific de pâte CTMB qui est située à Chetwynd (C.B.).

Le procédé d'évaporation est une technologie qui a fait ses preuves. Dans ce procédé, la majorité de l'effluent est évaporé puis condensé. Celui-ci fournit une eau de bonne qualité (elle contient quelques matières organiques) qui peut être recyclée. La liqueur concentrée restante contient les composés organiques et inorganiques en solution présents dans l'eau usée qui avait été alimentée à l'unité d'évaporation. Cette liqueur peut être éliminée en étant brûlée avec l'écorce et les déchets solides dans les chaudières à résidus de bois. Un système d'évaporation a été installé par Millar Western à sa nouvelle usine de pâte CTMB située à Meadow Lake.

Le procédé de bio-membrane consiste en un traitement biologique suivi d'une technologie de membranes. Il est caractérisé par des coûts semblables à ceux du procédé d'évaporation. Cependant, il n'a pas encore fait ses preuves.

Ces trois options s'avèrent moins intéressantes pour l'usine F.F. Soucy à cause des coûts élevés d'investissement et d'opération. De fait, Soucy a décidé d'évaluer en détail la quatrième option qui consiste en la possibilité d'implanter un nouveau procédé.

8. CONCLUSION

La première des trois phases du programme a identifié les exigences pour réduire le débit de l'effluent, conserver la qualité de la pâte et implanter une technologie en circuit fermé.

Il a été établi qu'une alternative moins coûteuse que les technologies en circuit fermé déjà éprouvées doit être élaborée pour permettre à F.F. Soucy d'examiner sérieusement l'élimination de l'effluent liquide contaminé. Les détails d'une étude techno-économique des technologies en circuit fermé seront discutés ailleurs (Gerbasi et al., 1993).

La Phase II du programme visant à évaluer les alternatives moins coûteuses est en cours.

9. RÉFÉRENCES

Lavallée, H-C., "Caractérisation des Effluents de l'Usine F.F. Soucy, Rivière-du-Loup" (mai 1991)

Gerbasi, B., Stuart, P.R., Arsenault, F., and Robitaille, R., "Techno-Economic assessment of Several Closed Cycle Technology Alternatives for an Existing TMP-Newsprint Mills", submitted to CPPA Annual Meeting, Montréal (January 1993)

Conception, construction et mise au point d'une unité pilote de traitement de sol contaminé par le mercure

(Design, Construction and Pilot Test of a Treatment Process for Mercury Contaminated Soils)

Y. Denicourt,
PPG Canada, Beaubarnois (Québec)
G. Thibault, B. Cyr,
Biogénie SRDC Inc., Sainte-Foy (Québec)
R. Robitaille,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Traitement par bioréacteur à membrane de rejets toxiques d'une industrie de transformation de métaux

(Membrane Bioreactor Treatment of Toxic Effluents from a Metal Transformation Industry)

Dr Diana Mourato,
Zenon Environnement Inc., Anjou (Québec)
S. Lessard,
Consultant, Montréal (Québec)
R. Zaloum,
Centre Saint-Laurent, Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

DÉCHLORATION BIOLOGIQUE DU PENTACHLOROPHENOL EN MILIEU AQUEUX RÉDUCTEUR

par

Yves ARCAND, Michelle F. MANUEL et Serge R. GUIOT.
Institut de Recherches en Biotechnologie, C.N.R.C., Montréal, Qc.

RÉSUMÉ

La déchloration de substances aromatiques fortement substituées dans les écosystèmes anaérobies est un phénomène bien connu. Le pentachlorophenol (PCP) est une substance xénobiotique que l'on trouve communément dans les sols de l'industrie du traitement du bois et les eaux de l'industrie papetière. Le PCP fut utilisé comme composé modèle pour analyser l'effet du type de granule et du co-substrat sur le processus de déchloration. Deux réacteurs anaérobies furent inoculés avec une biomasse granulaire non adaptée aux molécules halogénées; le premier alimenté au glucose et le second avec un mélange de butyrate et d'acétate. En même temps, les deux réacteurs ont été alimentés avec des doses croissantes de PCP. Après 5 mois d'acclimatation, la biomasse alimentée au sucrose avait un taux de dégradation du PCP de 1 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$ alors que celui alimenté au mélange butyrate/acétate dégradait plus de 5 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$. Cette étude montre que la nature du co-substrat et/ou l'abondance relative des bactéries acétogènes dans la biomasse influence l'efficacité de la déchloration en milieu réducteur.

INTRODUCTION

Les substances phénoliques chlorées et leurs dérivés sont utilisées comme insecticides, fongicides et herbicides par les agriculteurs et les industriels à l'échelle de la planète. Comme on peut aujourd'hui le constater, ces composés sont tout aussi toxiques pour les humains que pour les formes de vie que l'on désire contrôler. De plus, plusieurs chlorophénols persistent dans l'environnement, pouvant ainsi causer des problèmes de santé publique à très long terme.

Parmi ces substances, le Pentachlorophenol (PCP) est un biocide à large spectre utilisé surtout comme préservatif du bois, comme herbicide ainsi que dans plusieurs autres applications. Selon l'EPA, parce que l'industrie de préservation du bois utilise plus de pesticides que tout autre industrie à l'échelle mondiale, le PCP est l'une des substances aromatiques halogénées que l'on retrouve en plus grande quantité dans l'environnement.

La contamination au PCP est généralement associée aux sols de surface et aux eaux de ruissellement ainsi qu'aux eaux souterraines contaminées par les lixiviats des sources précitées. Le groupe de Génie de l'Environnement de l'Institut de Recherches en Biotechnologie de Montréal

s'intéresse à la dégradation des PCP provenant de toutes ces sources potentielles. Un de nos laboratoires s'est intéressé à la photodégradation du PCP par rayonnement solaire; un autre laboratoire s'occupe de dégradation biotique et abiotique dans les sols alors que notre laboratoire s'occupe de la dégradation dans les eaux contaminées.

HISTORIQUE DE LA DEHALOGENATION REDUCTIVE

Au cours des années '70, le monde a découvert que les substances utilisées comme biocides ne pouvaient pas remplir merveilleusement leur tâche pour le temps désiré et disparaître spontanément par la suite; ils restaient donc dans le milieu pour beaucoup plus longtemps que requis. Cette assertion est restée sans importance jusqu'au jour où on a reconnu le potentiel toxique de ces substances pour les formes de vie plus évoluées (*i.e.* les animaux d'élevage ainsi que pour l'homme lui-même).

Ceci a déclenché une multitude d'études visant à connaître l'importance ainsi que l'étendue de la contamination. Des microbiologistes ont émis l'hypothèse que certaines formes de vie peu évoluées (probablement bactériennes) pouvaient éventuellement s'adapter à cet écosystème modifié et y survivre. L'analyse microbiologique d'eaux et de sols contaminés a permis d'isoler des espèces qui, non seulement pouvaient survivre mais aussi décomposer ces substances biocides...

Durant la décennie '80, la majorité des études furent faites en cuvée. Les scientifiques ont vite trouvé que la dégradation aérobie et anaérobie suivaient des voies radicalement différentes[1,2]. Bien que l'on croyait cette seconde voie moins performante, la déchloration réductive fut étudiée comme une alternative moins coûteuse pour la décontamination des eaux et sols souterrains.

Une des conclusions majeures de ces études est que la déchloration réductive de molécules aromatiques est un procédé biologique[3]. A ce jour, elle ne peut se produire qu'en présence de cellules vivantes[1,2]. On note aussi un très long temps de latence de la biomasse non-adaptée (entre 1 et 6 mois pour le PCP), mais pratiquement aucune latence pour une biomasse préalablement adaptée[2]. Finalement, la déchloration est spécifique[2,3,10]. On peut montrer une grande spécificité de la structure moléculaire (un chlorobenzène, un chlorophénol et un chlorobenzoate réagiront différemment)[4]. On montre aussi une grande spécificité dans la position de l'halogène (une biomasse adaptée au méta-chlorophénol ne répondra pas spontanément à un para- ou un ortho-chlorophénol)[3,4]. Cependant, on dénote peu de spécificité pour le type d'halogène (une biomasse adaptée à un chlorophénol spécifique pourra généralement dégrader son équivalent bromé ou iodé)[1]. Sur la base de ces assertions, il serait dangereux d'extrapoler les conclusions obtenues à partir d'autres substances à la dégradabilité du PCP...

Une deuxième conclusion d'importance est que la vitesse de déhalogénation en milieu réducteur peut être fortement augmentée par l'addition de co-substrats. On trouve ici des substances complexes[5,6] telles

le fluide gastrique de ruminants, le surnageant de biomasse anaérobie, la peptone et l'extrait de levure mais aussi des substrats simples[5,6,7,8] tels l'hydrogène moléculaire, le méthanol, l'éthanol, le glucose et la plupart des acides organiques volatils (C_2 à C_{10}). On note que toutes ces substances sont connues pour faciliter l'enlèvement de la DCO (demande chimique en oxygène). On pense de plus en plus que le co-substrat pourrait fournir les électrons nécessaire à la déhalogénation[1,8,9]. De plus, contrairement au schéma aérobie, plus le degré de substitution en chlore est grand, plus facile est la déchloration réductive[1,2].

Une troisième conclusion d'importance est que l'activité de déchloration réductive peut facilement être inhibée. Parmi les inhibiteurs potentiels mentionnons l'oxygène moléculaire, ainsi que les sulfates, sulfites et thiosulfites qui sont tous de forts accepteurs d'électrons[1,12]. Le PCP peut aussi inhiber la production de méthane à des concentrations de 1 à 3 µM (moins de 1 $mg \cdot L^{-1}$)[1,3,11]. De plus, plusieurs produits intermédiaires tels certains tri-, di- et mono-chlorophénols, sont inhibiteurs de l'acidogénèse, de la méthanogénèse ou de la déhalogénation[13,14,15]. Ceci peut expliquer pourquoi on rapporte fréquemment que le taux de dégradation du PCP diminue avec le nombre d'injections lors d'expériences en cuvée[3,10].

Bien que la déchloration réductive soit déjà passablement documentée, très peu d'études se sont penchées sur la dégradation et/ou l'acclimatation au PCP d'une biomasse granulaire alimentée en continu dans un réacteur de type UASB. L'objectif principal de cette étude est d'analyser le potentiel de ce système. Les objectifs particuliers sont, dans un premier temps, d'évaluer l'effet de l'addition du PCP sur les performances (abattement de la DCO et production de CH_4); deuxièmement, d'évaluer l'effet de surcharges ponctuelles et chroniques en PCP et, troisièmement, d'évaluer le potentiel de dégradation et/ou d'acclimatation en présence et absence d'acidogénèse.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Le protocole expérimental consiste à monter 2 réacteurs comme celui illustré à la figure 1, le premier alimenté au sucrose et le second avec un mélange de butyrate et d'acétate, et de les faire fonctionner en parallèle tout en augmentant graduellement la charge en PCP. Après un certain temps, une surcharge ponctuelle en PCP sera appliquée pour évaluer la réversibilité de l'inhibition. Finalement, une surcharge chronique (à long terme) sera appliquée pour évaluer l'adaptatabilité de la biomasse granulaire à des charges en PCP précédemment toxiques.

La figure 1 montre le shéma simplifié des réacteurs d'un volume utile de 4 litres. On peut voir 4 alimentations séparées: l'alimentation en co-substrat (un réacteur au sucrose, l'autre avec un mélange de butyrate et d'acétate), l'alimentation des métaux en traces, l'alimentation en PCP et l'alimentation en eau de dilution qui est ajoutée pour ajuster, à la fois, l'alcalinité du milieu et le temps de résidence hydraulique dans chaque réacteur. Ces quatre alimentations sont mélangées avant d'entrer dans le

réacteur par la base où l'affluent traverse un lit de biomasse granulaire. Un circuit de recirculation assure un mélange complet de la phase liquide et une certaine expansion des particules biologiques. Les performances des réacteurs sont suivies en caractérisant les effluents liquides et gazeux sur une base régulière.

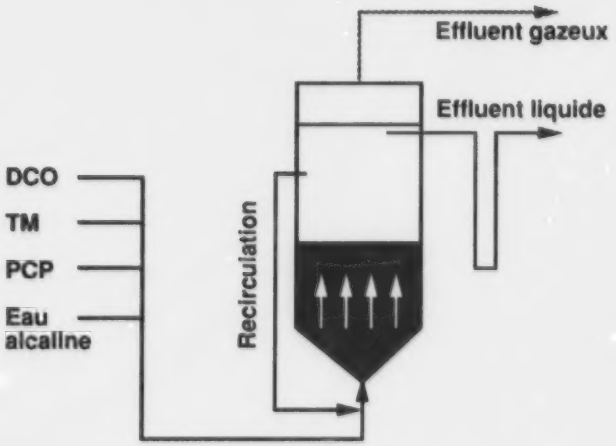


FIGURE 1. MONTAGE DES RÉACTEURS

Chaque réacteur a reçu environ 20 g_{VSS} (mesuré comme matières volatiles) d'une biomasse méthanogène granulaire n'ayant pas été préalablement adaptée aux composés halogénés. Ceci correspond à une concentration volumique d'environ 5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$ tel qu'indiqué au tableau 1. La charge hydraulique est fixée à 2 $L_{aff} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ d'où un temps de résidence hydraulique de 12 heures. La charge en DCO est fixée (et maintenue relativement constante) à 1.75 $g_{COD} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ pour chaque réacteur ce qui donne une charge spécifique initiale voisine de 0.35 $g_{COD} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$. La charge en PCP est augmentée graduellement tout en conservant des valeurs comparables d'un réacteur à l'autre.

Le détail de la troisième partie du tableau 1 indique la période de temps associée à chaque charge volumique de PCP (exprimée en masse de PCP entrant, par litre de réacteur et par jour, $[mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}]$). Le premier intervalle correspond aux conditions de démarrage sans addition de PCP. La période de 40 jours qui suit correspond à une faible charge d'environ 0.25 mg de PCP entrant par jour pour chaque litre de réacteur. Les jours 50 à 60 correspondent à une charge en PCP autour de 2.5 $mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$. Cette période est suivie d'une surdose (environ 20

$mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$) pendant une semaine suivi de trois semaines à une charge d'environ 6 $mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$. Cette surcharge correspond à l'étude de la réversibilité de l'inhibition. La charge en PCP a ensuite été augmentée à environ 17 $mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ entre les jours 87 et 105. Un problème d'injection du PCP marque le jour 106, le tout revenant progressivement à la normale pour alimenter chaque réacteur à une charge moyenne de 24 mg de PCP par litre et par jour entre les jours 128 et 150. Une augmentation de la charge à environ 36 $mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ pour une durée de près de quatre mois fut précédée d'une surcharge ponctuelle involontaire au jour 151.

TABLEAU 1. CONDITIONS OPÉRATOIRES

BIOMASSE — 5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$ (au départ)

CHARGE HYDRAULIQUE — 2 $L_{aff} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ (valeur constante)

CHARGE EN DCO — 1.75 $g_{COD} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$ (valeur constante)

CHARGE EN PCP

Période [d]	Sucrose [$mg_{PCP} \cdot L_{rxr}^{-1} \cdot d^{-1}$]	Butyrate
0 - 9	0	0
10 - 49	0.2	0.2
50 - 60	3	3
61 - 66	21	20
67 - 86	6	5
87 -105	17	16
106-106	14	30
107-127	23	14
128-150	23	25
151-151	70	65
152-267	37	36
total cumulé	5960	5686

RÉSULTATS

Enlèvement de la DCO

La portion supérieure de la figure 2 montre l'efficacité moyenne de l'enlèvement de la DCO par réacteur et par période. La portion inférieure de la figure indique la concentration moyenne en PCP appliquée à chaque réacteur pour les périodes correspondantes. Cette concentration moyenne dans l'alimentation varie de 0.2 à près de 35 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. La figure montre une dégradation graduelle de l'abattement de la DCO durant les 2 premiers mois. Considérant que, à la faible charge spécifique de 0.35

FIGURE 2. ENLÈVEMENT MOYEN DE LA DCO PAR PÉRIODE.

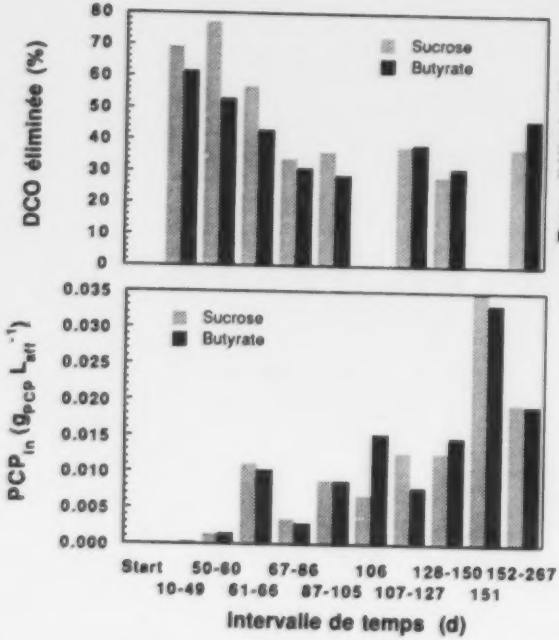
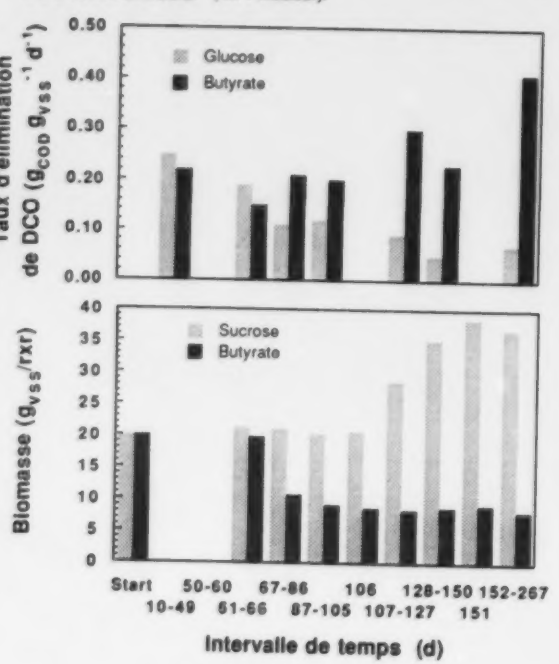


FIGURE 3. TAUX SPÉCIFIQUE MOYEN D'ABATTEMENT DE LA DCO PAR PÉRIODE *(rxr : réacteur).*



$g_{COD} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$, l'enlèvement de la DCO devrait être supérieur à 95%, on note immédiatement que les deux réacteurs sont légèrement inhibés par des concentrations en PCP dans l'alimentation aussi basses que 0.2 et 1.4 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. On remarque aussi que les deux biomasses ont perdu en permanence environ la moitié de leur capacité d'enlèvement de la DCO après une exposition de 5 jours à une concentration de 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ de PCP.

Certains auteurs[1,10,16] ont fait état d'une inhibition totale de la biomasse méthanogène non-adaptée à des concentrations en PCP entre 0.01 et 0.2 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$; ce qui signifie que notre biomasse aurait dû être totalement inhibée dès les premiers jours. D'autres auteurs[1,8,10,16] ont rapporté une inhibition totale de boues adaptées au PCP à des concentrations au-delà de 0.6 à 1.2 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ alors que, dans notre cas, la biomasse alimentée au sucrose a maintenu une excellente réduction de la DCO pendant 10 jours et que la biomasse alimentée au butyrate a montré une inhibition partielle seulement. Même à des concentrations de 10 à 20 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$, l'abattement de la DCO s'est maintenu entre 30 et 40%, ce qui représente environ le tiers de la performance de réacteurs non-inhibés fonctionnant à des charges équivalentes.

Ces résultats suggèrent des performances supérieures du réacteur alimenté au sucrose pour les faibles charges en PCP et aucune différence importante par la suite. Cette remarque ne reflète toutefois pas la différence de biomasse dans chaque réacteur.

La portion inférieure de la figure 3 présente l'évolution de la quantité de biomasse dans chaque réacteur. Comme l'indique la colonne la plus à gauche, les deux réacteurs ont été inoculés avec approximativement 20 g de biomasse (5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$). Durant le troisième mois, la biomasse du réacteur alimenté au butyrate s'est rapidement équilibré à un peu moins de 10 g (soit 2.5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$), alors qu'à la fin du quatrième mois, la biomasse du réacteur alimenté au sucrose a augmenté au-delà de 30 g (7.5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$).

A cause de cette différence dans la masse bactérienne, la partie supérieure de la figure 3 montre que le taux spécifique d'enlèvement de la DCO (exprimé en g_{COD} enlevé par jour par g_{VSS}) révèle un profil différent de celui de la figure 2. Tant que le réacteur contient près de 20 g_{VSS} (5 $g_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$), le taux spécifique maximal d'enlèvement de la DCO doit se situer autour de 0.35 $g_{COD} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$. Par conséquent, le taux d'abattement de la DCO par unité de biomasse a diminué de près de la moitié en présence de 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. Par la suite, l'activité spécifique a continuellement chuté dans le réacteur alimenté au sucrose et ce, parallèlement aux augmentations de la charge en PCP. Ce même graphique permet de constater que la biomasse alimentée au butyrate, quoique partiellement inhibée, a conservé une activité spécifique significativement supérieure à celle alimentée au sucrose. Etonnamment, le taux spécifique d'enlèvement de la DCO a augmenté au cours du temps; ce qui peut s'interpréter comme une adaptation aux concentrations croissantes en PCP appliquées.

Enlèvement du PCP

Tout comme pour l'analyse de l'abattement de la DCO, la partie inférieure de la figure 4 indique la concentration moyenne en PCP alimentant les réacteurs alors que le graphique du dessus exprime la proportion moyenne du PCP enlevé pour chaque période. Bien que l'abattement de la DCO soit déjà affecté par des concentrations de 0.2 et 1.4 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$, la concentration de ce dernier à la sortie de chaque réacteur était indétectable. Durant la période de surcharge des jours 61 à 66 (à 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$), la proportion des PCP enlevée est descendue à environ 50% dans chaque réacteur. Des expositions prolongées à des concentrations en PCP de 10 et 15 $mg \cdot L_{aff}^{-1}$ n'ont pas significativement affecté les performances du réacteur alimenté au butyrate alors que celui alimenté au sucrose a continué sa chute. Finalement, la proportion du PCP enlevé est descendue sous les 20% pour chaque réacteur soit après la surcharge ponctuelle à plus de 30 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ ou après une exposition prolongée à une concentration de près de 20 $mg \cdot L_{aff}^{-1}$.

La partie inférieure de la figure 5 indique toujours, pour chaque période, la concentration moyenne en PCP alimenté à chaque réacteur alors que la portion supérieure montre le taux spécifique moyen d'enlèvement du PCP pour chaque réacteur et chaque période. Donc, sur une base spécifique, chaque gramme de biomasse alimentée au sucrose a transformé 1 $mg_{PCP} \cdot d^{-1}$ lorsqu'alimenté à une concentration de 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ et 0.5 $mg_{PCP} \cdot d^{-1}$ sous une concentration de 20 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. Considérant qu'un réacteur industriel possède une concentration en biomasse voisine de 30 g_{VSS} par litre de biomasse ($g_{VSS} \cdot L_x^{-1}$), ces valeurs correspondent à un taux d'enlèvement volumique potentiel de 30 et 15 $mg_{PCP} \cdot L_x^{-1} \cdot d^{-1}$ tel qu'illustré sur l'échelle de droite du graphique. Ce même graphique révèle un taux spécifique d'enlèvement du PCP beaucoup plus élevé pour la biomasse alimentée au butyrate. Des taux d'enlèvement entre 3 et 4 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$ ont été observés pendant 21 et 19 jours respectivement à des concentrations de 8 et 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. Une valeur de 5.5 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$ a même été maintenue pendant plus de 20 jours sous une concentration de 15 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. Cette valeur correspond à un taux volumique potentiel d'abattement du PCP de l'ordre de 150 $mg_{PCP} \cdot d^{-1} \cdot L_x^{-1}$. Une augmentation subséquente de la concentration d'entrée à près de 20 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ après une surcharge ponctuelle au-delà de 30 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ a diminué le taux spécifique de disparition du PCP à 2 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$, valeur moyenne de quatre mois d'opération.

De tels taux d'enlèvement du PCP semblent anormalement élevés. La plupart des études publiées font état de valeurs inférieures à 1 $mg_{PCP} \cdot d^{-1} \cdot L_{réac}^{-1}$ pour une biomasse non adaptée et de valeurs entre 1 et 2 $mg_{PCP} \cdot d^{-1} \cdot L_{réac}^{-1}$ pour de la boue bien adaptée. Cette différence importante peut toutefois s'expliquer en tenant compte de la concentration moyenne d'une biomasse méthanogène non granulaire. Bien que la concentration en biomasse des différentes études ne soit que rarement rapportée, on peut

FIGURE 4. ENLÈVEMENT MOYEN DES PCP PAR PÉRIODE

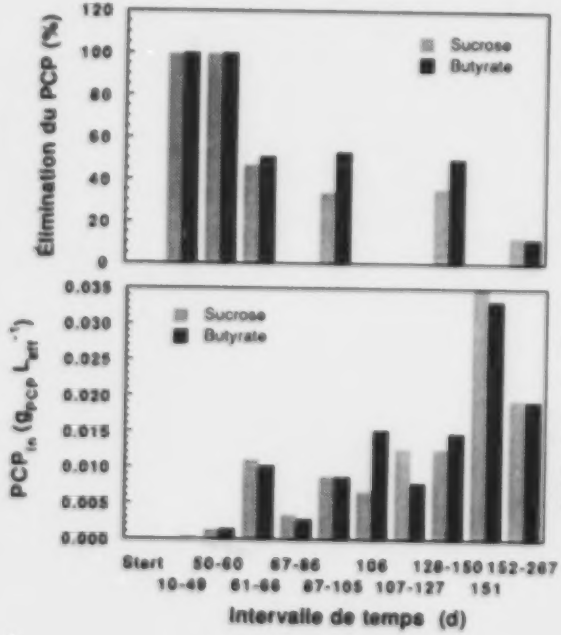
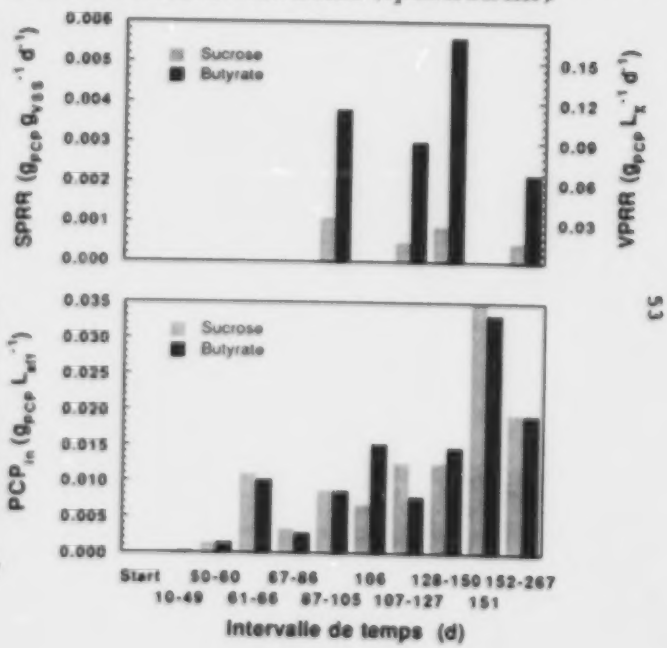


FIGURE 5. TAUX SPÉCIFIQUE (SPRR) ET VOLUMIQUE (VPRR) MOYENS D'ABATTEMENT DES PCP PAR PÉRIODE (L_x : litre de lit de boue).



raisonnablement supposer une valeur entre 2 et 3 $mg_{VSS} \cdot L_{rxr}^{-1}$. En conséquence, les taux spécifiques de disparition du PCP cités pour une biomasse bien adaptée seraient légèrement inférieurs à 1 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$.

D'un autre côté, Mohn and Kennedy[17] ont récemment caractérisé *Desulfomonile tiedjei*, le premier organisme isolé faisant la déchloration réductive. Ces auteurs ont obtenu un taux spécifique d'enlèvement du PCP de l'ordre du 1000 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$. Il suffit donc d'admettre qu'une souche de ce type constitue seulement 0.5% de la masse totale du granule pour que les valeurs entre 2 et 5.5 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$ obtenues de la figure 5 deviennent alors tout à fait plausibles.

Bilan sur le PCP

Le calcul des taux d'enlèvement du PCP doit tenir compte des différentes voies de disparition du PCP: le PCP entrant peut être soit transporté ou transformé. La molécule peut demeurer intacte et se retrouver dans la phase gazeuse par volatilisation naturelle (évaporation) ou assistée ("stripping"); elle peut demeurer dans la phase liquide et changer de forme (ionisation, complexation) ou encore se retrouver dans la phase solide par précipitation ou sorption.

Dans le but de traduire les taux obtenus de disparition du PCP en taux de biotransformation, nous avons vérifié l'importance du transport du PCP dans les trois phases. Les résultats ont montré une volatilisation naturelle (évaporation) pratiquement inexistante et un "stripping" atteignant tout au plus 4% pour des réacteurs aérobies fortement aérés. En ce qui concerne le PCP qui demeure dans la phase liquide, la méthode analytique utilisée mesurait indifféremment toutes les formes (neutre, ionique, complexée ...). Finalement la proportion du PCP transporté dans la phase solide a aussi été mesurée par extraction à partir d'échantillons de biomasse.

Le tableau 2 révèle que la concentration du PCP qui s'accumule dans la biomasse diffère significativement dans les deux réacteurs. La concentration absolue (en $g_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1}$) croît plus rapidement dans la biomasse alimentée au sucrose pour atteindre 2.5 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1}$ après 5 mois comparativement à environ 1 $mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1}$ dans la biomasse alimentée au butyrate.

On peut tenter d'expliquer cette différence par l'écart de pH entre les deux réacteurs. En effet, le réacteur alimenté au sucrose possède un pH d'équilibre voisin de 7 parce qu'il est producteur d'acides (acidogène) contrairement à la biomasse alimentée au butyrate qui possède un pH d'équilibre légèrement inférieur à 8. Puisque le PCP est un acide faible, sa solubilité est inversement proportionnelle à la concentration en protons; on doit donc s'attendre à une solubilité 10 fois plus faible du PCP dans le réacteur acidogène (alimenté au sucrose).

TABLEAU 2. CONCENTRATION MOYENNE DE PCP DANS LA BIOMASSE PAR PÉRIODE.

Période [d]	Sucrose	Butyrate
	[$mg_{PCP} \cdot g_{VSS}^{-1}$]	
0 - 9	0.0	0.0
10 - 49	0.0	0.0
50 - 60	0.3	0.0
61 - 66	0.8	0.3
87 -105	1.0	0.5
107-127	1.4	0.8
152-267	2.4	1.2

Des bilans sur le PCP révèlent toutefois que la fraction contenue dans la phase solide représente moins de 0.4% du PCP injecté pour la biomasse alimentée au sucrose et moins de 0.05% de celle alimentée au butyrate. On peut donc conclure à partir de ces valeurs que le transport du PCP vers les phases gazeuse et solide sont des flux si faibles que la diminution de la concentration du PCP dans la phase liquide estime adéquatement le taux de biotransformation du PCP.

Toutefois, la présence de concentrations différentes de PCP dans les granules de chaque réacteur, pourrait expliquer la différence de performances observée. En effet, une comparaison des figures 3, 5 et du tableau 2 révèle que la biomasse alimentée au sucrose voit ses abattements spécifiques (par unité de biomasse) diminuer parallèlement à l'augmentation de la concentration du PCP dans la biomasse.

TABLEAU 3. VALEURS DES ACTIVITÉS SPÉCIFIQUES APRÈS 6 MOIS D'OPÉRATION.

Activité	Sucrose	Butyrate
[$mmol_S \cdot g_{VSS}^{-1} \cdot d^{-1}$]		
Glucose	9.0 ± 0.2	0
Butyrate	0.5 ± 0.2	4.0 ± 0.3
Acétate	18 ± 2.0	21 ± 1.0
Formate	9 ± 1.5	8 ± 1.0

Par contre, cette différence dans la concentration de PCP contenue dans la biomasse de chaque réacteur ne semble pas affecter différemment les principales activités trophiques. Le tableau 3 ne révèle aucune

différence significative de l'activité méthanogène acétoclaste ou hydrogénotrophe. Seules les activités de dégradation du glucose et du butyrate diffèrent significativement, ce qui confirme l'enrichissement de chaque biomasse.

CONCLUSIONS

Cette étude a confirmé que le pentachlorophenol peut être dégradé en continu dans des réacteurs de type UASB alimentés au sucrose ou au butyrate. De plus, le PCP est un fort inhibiteur de l'abattement de la DCO. Nous avons observé une inhibition entre 20 et 40% en présence d'une concentration de 1.4 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ et une inhibition de 60 à 70% à 10 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$. Des travaux similaires rapportent généralement une inhibition complète en présence de moins de 1 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ alors qu'une étude récente ne rapporte pas d'inhibition en présence de 5 $mg_{PCP} \cdot L_{aff}^{-1}$ pour une biomasse granulaire bien adaptée en présence de glucose comme co-substrat[8].

Le taux spécifique d'enlèvement de la DCO a montré une différence importante entre la biomasse alimentée au sucrose et celle alimentée au butyrate. La biomasse non acidogène a produit des taux spécifiques d'enlèvement du PCP significativement plus élevés et qui augmentent avec la charge en PCP. C'est peut-être simplement un phénomène d'acclimatation ou, plus probablement, une conséquence de la compétition inter-espèces où les bactéries responsables de la déchloration peuvent croître plus rapidement que les acétogènes et les méthanogènes mais pas plus rapidement que les acidogènes.

Finalement, les taux d'enlèvement du PCP étaient très élevés, surtout dans le réacteur alimenté au butyrate. Le transport du PCP vers la phase gazeuse et solide n'ayant que peu d'effet sur le bilan, nous devons conclure que le PCP subit une biotransformation. Parce que nous n'avons mesuré que de faibles concentrations de tous les autres chloro-phénols dans les phases liquides et solides, nous pensons que, soit la déchloration du PCP constitue l'étape limitante, soit que le PCP est transformé en une autre molécule avant déchloration ou finalement que les produits intermédiaires ne sont pas détectables.

RÉFÉRENCES

(1): TIEDJE, J.M, S.A. BOYD, B.Z. FATHEPURE (1987). Anaerobic degradation of chlorinated aromatic hydrocarbons, dans Develop. Indust. Microbiol., 27, 117-127, suppl. nº 1 du J. Industr. Microbiol.

(2): HAGGBLOM, M. (1990). Mechanisms of bacterial degradation and transformation of chlorinated monoaromatic compounds., J. Basic Microbiol., 30, (2), 115-141.

(3): MIKESELL, M.D., S.A. BOYD (1986). Complete reductive dechlorination and mineralization of pentachlorophenol by anaerobic microorganisms., Appl. Environ. Microbiol., 52, 861-865.

(4): BOYD, S.A., D.R. SHELTON, D. BERRY, J.M. TIEDJE (1983). Anaerobic biodegradation of phenolic compounds in digested sludge. Appl. Environ. Microbiol., 46, 50-54.

(5): FATHEPURE, B.Z., J.M. TIEDJE, S.A. BOYD (1987). Reductive dechlorination of 4-chlororesorcinol by anaerobic microorganisms, Environ. Toxicology Chem., 6, 929-934.

(6): DIETRICH, G., J. WINTER (1990). Anaerobic degradation of chlorophenol by an enrichment culture., Appl. Microbiol. Biotechnol., 34, 253-258.

(7): FREEDMAN, D.L., J.M. GOSSETT (1989). Biological reductive dechlorination of tetrachloroethylene and trichloroethylene to ethylene under methanogenic conditions., Appl. Environ. Microbiol., 55, 2144-2151.

(8): HENDRIKSEN, H.V., S. LARSEN, B.K. AHRING (1992). Influence of a supplemental carbon source on anaerobic dechlorination of pentachlorophenol in granular sludge., Appl. Environ. Microbiol., 58, 365-370.

(9): CORD-RUWISCH, R., H.J. SIETZ, R. CONRAD (1988). The capacity of hydrogenotrophic anaerobic bacteria to compete for traces of hydrogen depends on the redox potential of the terminal electron acceptor., Arch. Microbiol., 149, 350-357.

(10): BRYANT, F.O., D.D. HALE, J.E. ROGERS (1991). Regiospecific dechlorination of pentachlorophenol by dichlorophenol-adapted microorganism in freshwater, anaerobic sediment slurries., Appl. Environ. Microbiol., 57, 2293-2301.

(11): KRUMME, M.L., S.A. BOYD (1988). Reductive dechlorination of chlorinated phenols in anaerobic upflow bioreactors., Water Res., 22, 171-177.

(12): MADSEN, T., J. AAMAND (1991). Effects of sulfuroxy anions on degradation of pentachlorophenol by a methanogenic enrichment culture., Appl. Environ. Microbiol., 57, 2453-2458.

(13): WOODS, S.L., J.F. FERGUSON, M.M. BENJAMIN (1989). Characterization of chlorophenol and chloromethoxybenzene biodegradation during anaerobic treatment., Environ. Sci. Technol., 23, (1), 62-68.

(14): MADSEN, T., J. AAMAND, (1992). Anaerobic transformation and toxicity of trichlorophenols in a stable enrichment culture., Appl. Environ. Microbiol., 58, 557-561

(15): DAVIES-VENN, C.; YOUNG, J.C.; TABAK, H.H. (1992). Impact of Chlorophenols and Chloroanilines on the kinetics of acetoclastic methanogenesis; Environ. Sci. Technol.; 26, 1627-1635.

(16): LARSEN, S., H.V. HENDRIKSEN, B.K. AHRING (1991). Potential for thermophilic (50°C) anaerobic dechlorination of pentachlorophenol in different ecosystems., Appl. Environ. Microbiol., 57, 2085-2090

(17): MOHN, W.W., K.J. KENNEDY (1992). Reductive dehalogenation of chlorophenols by *Desulfomonile tiedjei* DCB-1., Appl. Environ. Microbiol., 58, 1367-1370.

LA DIGESTION ANAEROBIE THERMOPHILE EN DEUX PHASES DES BOUES RESIDUAIRES URBAINES.

GRULOIS Philippe, François GROSJEAN, Jean-Louis PHILIPPON.

Lyonnaise des Eaux-Dumez
Centre Internationnal de Recherche Sur l'Eau et l'Environnement.
38, rue du Président Wilson, 78 230 LE PECQ.

I. INTRODUCTION

L'application de la nouvelle règlementation européenne va conduire, par la mise en oeuvre de nouvelles stations et par l'élimination de l'azote et du phosphore sur certaines installations existantes, à générer des quantités croissantes de boues. Dans ce nouveau contexte, il convient de mettre en oeuvre des procédés de traitement des boues qui permettront :

- une bonne élimination de la matière organique, afin de réduire au maximum les masses de boues à évacuer
- d'obtenir un produit final qui soit correctement stabilisé.

Les techniques conventionnellement utilisées dans ce domaine montrent leurs limites :

- la stabilisation à la chaux entraîne une augmentation de la masse de boues à évacuer ;
- la stabilisation aérobie, telle qu'elle est mise en oeuvre actuellement ne permet qu'une réduction partielle de la masse de boues à évacuer et une stabilisation moyenne du produit final ;
- la digestion anaérobie en une phase est un procédé attrayant mais impliquant des tailles de réacteur importante et une exploitation délicate.

Le C.I.R.S.E.E. a entrepris depuis quelques années un programme de recherche sur le traitement biologique des boues résiduaires urbaines. C'est dans ce cadre que s'inscrivent les essais réalisés sur la station d'épuration de Chantilly (60), visant à traiter par un procédé de digestion anaérobie thermophile en deux phases les boues mixtes fraîches de cette installation.

II. PRESENTATION DU PROCEDE

II.1. La digestion anaérobie

La digestion anaérobie est une succession de réactions biochimiques assurées par diverses populations bactériennes ayant des taux de croissance et des exigences de milieu de développement différentes.

Pour cette raison, elle est classiquement décrite comme étant composée de deux phases distinctes dans le processus de dégradation des substrats : l'hydrolyse-acidification et l'acétogénèse-méthanisation (Figure 1 ; MAC CARTY, 1964 ; HENZE et al., 1983 ; MAC CARTY et al., 1986).

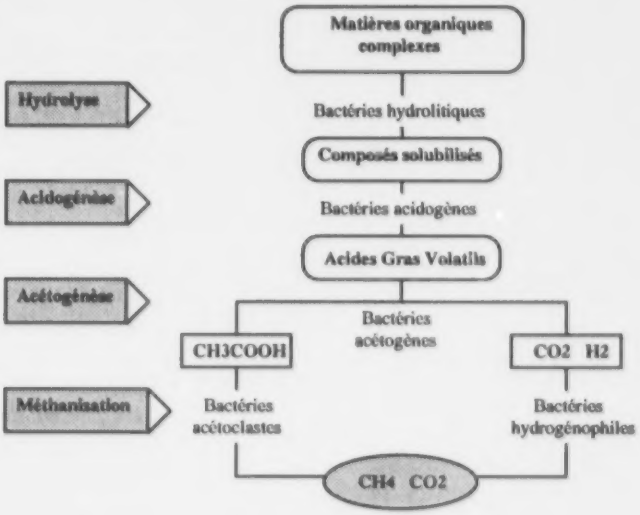


Figure 1 : Schéma de principe de la digestion anaérobie.

Hydrolyse-acidification

Les macromolécules organiques complexes (polysaccharides, protéines, lipides, ...) ne peuvent diffuser à travers la membrane bactérienne. Les bactéries hydrolytiques secrètent des enzymes (cellulases, protéases, lipases, ...) destinées à dépolymériser les grosses molécules (HENZE et al., 1983).

Les bactéries hydrolytiques ont un taux de croissance élevé de l'ordre de quelques heures. Les produits simples résultants de l'action des exo-enzymes (sucres simples, acides aminés, acides gras) pénètrent à l'intérieur des cellules bactériennes où ils sont métabolisés grâce aux enzymes intracellulaires des bactéries acidogènes. Les bactéries acidogènes ont été dénombrées par TOERIEN et al. (1967). Dans les boues mésophiles, elles sont au nombres de 10^8 à 10^9 /g de boue. Leur temps de génération est inférieur à 24 heures.

La plupart des bactéries hydrolytiques et acidogènes sont anaérobies strictes ou microaérophiles (KOTZE et al., 1968) ; leur pH préférentiel de croissance se situe ente 5,7 et 6 à 37°C, et elle peuvent se développer entre 30 et 55°C (GOSH et al., 1975).

Acétogénèse-méthanisation

Les produits de la phase précédente sont transformés par les bactéries acétogènes en acétate, dioxyde de carbone et hydrogène. Ces bactéries sont inhibées par de fortes concentrations en hydrogène gazeux (de l'ordre de 10^{-4} atm) ce qui implique la présence de bactéries hydrogénophiles pour leur développement (CONRAD et al., 1985). Les bactéries acétogènes sont également inhibées par de fortes concentrations en acide acétique : 80 m.moles/l (KASPAR et al., 1978).

L'acétate produit par les bactéries acétogènes est ensuite transformé par les bactéries acétoclastes en méthane et dioxyde de carbone.

Les bactéries méthanogènes ont des temps de doublement longs, qui peuvent aller de 2-3 jours à plus de 10 jours (SAHM, 1984).

Ce sont des Archébactéries strictement anaérobies nécessitant un potentiel d'oxydo-réduction d'environ -330 mV/H_2 et un pH compris entre 6 et 8 pour leur croissance (HENZE, 1983). Leur optimum de température se situe entre 30 et 38°C pour la zone mésophile, et entre 49 et 57°C pour la zone thermophile (MAC CARTY, 1964).

II.2. La séparation des phases

La séparation des phases permet ainsi à chaque groupe bactérien de se développer de façon optimale. La séparation des deux étapes permet de lever l'inhibition des bactéries méthanogènes par les acides gras volatils et l'hydrogène rapidement produit au cours de la première phase ; il est ainsi possible d'augmenter l'efficacité et la stabilité du procédé (COHEN et al., 1982).

Il semble cependant que sur un substrat complexe comme les boues, l'étape limitante n'est pas la méthanisation mais la dégradation des macromolécules organiques (DE BAERE et al., 1984).

En raison des taux de croissance différents des populations bactériennes acidogènes et méthanogènes, la sélection des deux types de biomasse est réalisée sur le temps de séjour hydraulique (POHLAND et al., 1971). Chacune des populations bactériennes doit en effet se trouver en phase exponentielle de croissance afin d'augmenter les rendements globaux de la phase concernée.

Mise au point du procédé en deux phases

GHOSH (1987) a mis en évidence l'intérêt de la digestion anaérobie en deux phases en travaillant sur des boues mixtes fraîches. Ses résultats ont permis de prouver la stabilité du système. Ce procédé entraîne une meilleure dégradation de la matière organique (55%) et une production de gaz plus importante, ceci en réduisant le temps total de la réaction par un facteur deux.

PEROT (1989) a travaillé sur l'optimisation de la digestion anaérobie thermophile à séparation de phases. Les conditions préconisées résultent d'essais menés sur une boue mixte fraîche contenant 50% de boues primaires et 50% de boues biologiques (Tableau 1).

Tableau 1 : Conditions optimales définies en laboratoire pour chacune des phases (PEROT, 1989).

Paramètres	Réacteur 1	Réacteur 2
Température (°C)	50	37
pH (Unité pH)	6,8	non régulé
Temps de séjour (j)	1,6	10

Suite aux essais de laboratoire, il ressort que les principaux avantages du système sont :

- une période de démarrage plus courte : 45 jours au lieu de 75 pour le procédé en une étape ;
- le rendement d'hydrolyse des matières volatiles est plus important : 60% au lieu de 40% ;
- la charge volumique en MV dégradée est de l'ordre de quatre fois plus importante ;
- le temps de rétention est réduit de moitié, et ceci sans altérer l'efficacité de la transformation des acides gras volatils en méthane.

III. MATERIEL ET METHODE

III.1. L'installation pilote

L'étude a été réalisée sur une installation pilote composée de deux réacteurs de 1 m^3 de volume utile (Figure 2), installée sur la station de Chantilly (60). Cette station a une capacité de 17 000 Equivalent-Habitants (E.H.). Les boues biologiques en excès sont recirculées dans le décanteur primaire où s'opère l'extraction des boues du système.

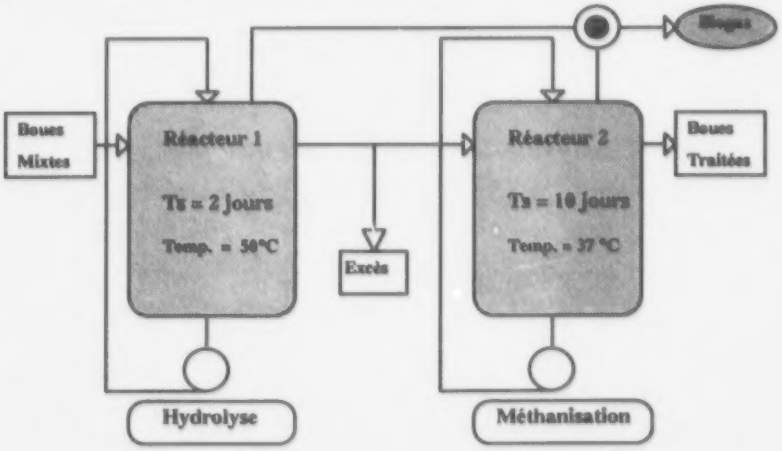


Figure 2 : Schéma de l'installation pilote.

Un volume de 500 litres de boues mixtes fraîches est envoyé tous les jours dans le premier réacteur. Une fraction du volume extrait sert à l'alimentation du réacteur de méthanisation. La mesure du gaz produit est réalisée par un compteur qui prend en considération les productions des deux réacteurs. Un cordon chauffant enroulé autour de chaque réacteur assure le maintien à la bonne température.

III.2. Les analyses

La mesure des **MS** et **MV** (matières sèches et volatiles) permet de définir la quantité de matières tranformée par le procédé, et ainsi de calculer des rendements d'efficacité.

Le suivi du **pH** nous permet de contrôler que le procédé fonctionne dans les conditions optimales choisies. Il convient de mentionner cependant que la régulation de pH a été supprimée dans le réacteur d'hydrolyse, et qu'elle n'a jamais été installée dans le réacteur de méthanisation.

La mesure du **COT** (Carbone Organique Total) soluble nous donne une bonne indication sur l'efficacité de la phase d'hydrolyse et de méthanisation. La première phase, dont le rôle est de dégrader les MV (Matières Volatiles) en petites molécules en les faisant passer de la phase solide à la phase soluble, provoque une augmentation de ce paramètre. La seconde étape ayant pour but de transformer ces composés solubilisés, induira une baisse du COT soluble.

La mesure des **AGV** (Acides Gras Volatils) nous donne d'une part une indication sur le fonctionnement de la phase d'acidogénèse dans le premier réacteur, et d'autre part nous renseigne sur la capacité de la phase méthanogène à transformer ces composés.

L'analyse quantitative et qualitative du gaz produit apporte des informations importantes sur le bon fonctionnement du système.

IV. RESULTATS ET DISCUSSION

Deux paramètres principaux nous permettent d'apprécier l'efficacité du procédé : l'élimination de la matière et la production de biogaz.

La matière organique

La concentration en matière organique aux différents stades de traitement permet de constater les fluctuations de qualité de la boue d'alimentation (Figure 3). Ces fluctuations sont dues essentiellement aux contraintes d'exploitation. La concentration moyenne de la boue d'alimentation est de 24,5 gMV/l, pour arriver après hydrolyse à une concentration moyenne de 18 gMV/l et terminer, après méthanisation, à 12 gMV/l. Compte tenu des temps de séjour, il convient de remarquer la différence des pouvoir tampon des deux réacteurs : le réacteur d'hydrolyse répercute les variations de concentration de la boue d'alimentation, alors qu'après la méthanisation, les différences de concentration finale sont peu marquées.

Le pourcentage de matière organique dans les boues traitées est de 58,5%, ce qui caractérise un bon état de minéralisation de la boue (cette valeur est initialement de 75,4%).

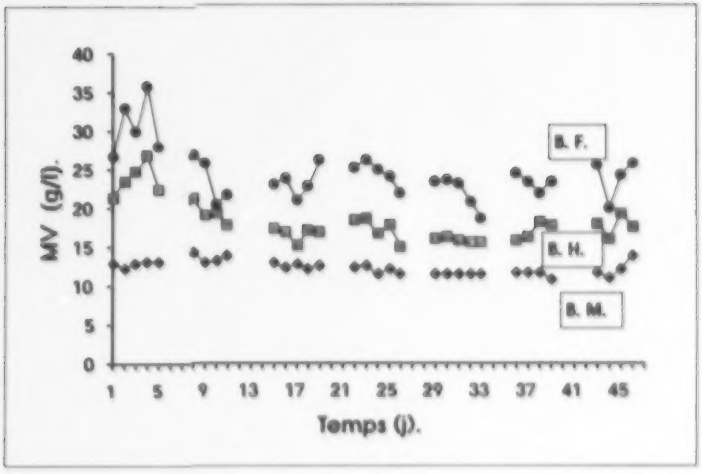


Figure 3 : Concentrations en MV aux différents stades de traitement.
(B.F. : Boues Fraiches, B.H. : Boues Hydrolysées, B.M. : Boues Méthanisées)

Le biogaz produit

La production de biogaz a augmenté sans cesse durant la période d'étude pour parvenir à une valeur de 3400 l/j. Le biogaz est composé de 55% de méthane et de 40% de dioxyde de carbone. Cette mesure a été réalisée sur le gaz produit par les deux réacteurs. Il est probable, compte tenu de l'élimination de la matière organique que du méthane soit produit dans le premier réacteur. Aucune mesure n'a permis de confirmer cette hypothèse.

D'autres paramètres, comme le pH, le Carbone Organique Total soluble ou la concentration en Acides Gras Volatils permettent d'affiner la compréhension des phénomènes qui se déroulent dans chacun des réacteurs.

Le pH

Les valeurs de pH relevées dans chacun des réacteurs sont très régulières et indiquent une bonne stabilité du procédé. Le pH s'est stabilisé à une valeur moyenne de 6,7 (variations entre 6,5 et 7) dans le premier réacteur, sans qu'aucune régulation n'ait été nécessaire. Une valeur moyenne de 7,2 (variations entre 7 et 7,5) a pu être mesurée dans le second réacteur.

L'évolution du pH, qui se maintient à une valeur assez élevée dans le premier réacteur, vient étayer l'hypothèse de la méthanisation déjà amorcée à ce stade de la réaction. Une augmentation de l'alcalinité, qui passe 1,5 g/l, à 2,9 g/l puis à 3,6 g/l pour respectivement les boues fraiches, hydrolysées et méthanisées conforte encore cette probabilité.

Le Carbone Organique Total soluble.

La mesure de ce paramètre fournit une bonne indication sur le fonctionnement de la première phase. L'évolution des valeurs du COTs (Figure 4) indique une hydrolyse importante des boues "fraîches" d'alimentation. En effet, la valeur moyenne de 930 mg/l révèle un temps de séjour trop long des boues dans le décanteur primaire et la fosse de stockage qui conduit à un début de réaction en condition anaérobie. L'augmentation de la concentration au cours de la première phase se trouve, de ce fait, minimisée. Les concentrations moyennes de 1370 mg/l et de 250 mg/l respectivement pour les boues hydrolysées et les boues méthanisées indiquent une élimination de 82% du COTs au cours de la phase de méthanisation.

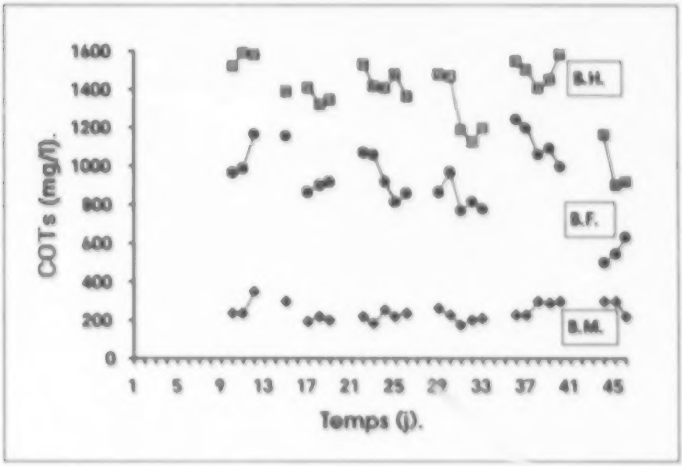


Figure 4 : Concentrations en COTs aux différentes phases de traitement.
(B.F. : Boues Fraiches, B.H. : Boues Hydrolysées, B.M. : Boues Méthanisées)

La mesure du COTs permet d'apprécier l'éfficacité de la phase d'hydrolyse. Cette mesure est complétée par la détermination de la concentration en AGV, qui apporte des informations complémentaires sur le fonctionnement du système.

La concentration en AGV

La concentration en AGV indique également qu'un début d'hydrolyse a lieu dans les boues mixtes extraites du décanteur primaire (Figure 5). On constate de ce fait une augmentation de 64% de la concentration en AGV entre les boues fraîches et les boues hydolysées. C. PEROT, au cours de ses essais, obtenait des valeurs de 165%. Cette différence peut s'expliquer par la concentration importante en AGV des boues d'alimentation. La dégradation des AGV dans le réacteur de méthanisation est excellente, et permet d'aboutir à une concentration résiduelle moyenne de 260 mg/l.
Une analyse plus détaillée indique que la concentration en propionate passe en moyenne de 420 mg/l dans les boues fraîches à, respectivement, 1035 mg/l et 50 mg/l dans les

boues hydrolysée et méthanisées. Dans le même temps, la concentration en acétate évolue, aux différents stades de traitement de 680 mg/l à 635 mg/l pour arriver à une teneur finale de 195 mg/l. Cette évolution illogique entre les teneurs dans la boue d'alimentation et la boue hydrolysée pourrait s'expliquer par une dégradation, par processus de méthanisation, de l'acétate dans le réacteur d'hydrolyse.

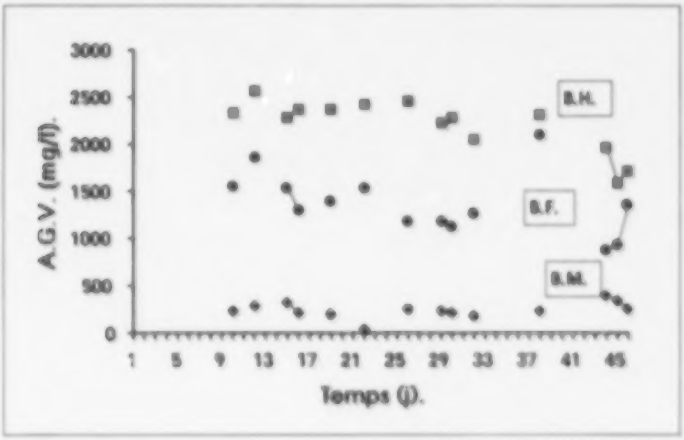


Figure 5 : Concentrations en AGV aux différents stades de traitement.
(B.F. : Boues Fraîches, B.H. : Boues Hydrolysées, B.M. : Boues Méthanisées)

Il est à noter que l'élimination du propionate n'a pas été immédiate ; une période d'acclimatation de l'ordre de 25 jours a été nécessaire pour parvenir à un état stabilisé du procédé.

Bilan du fonctionnement

Le procédé de digestion anaérobie à séparation de phases testé à l'échelle pilote sur la station de Chantilly offre des performances intéressantes (Tableau 2), et une réelle comodité d'exploitation.

Tableau 2 : Performances de la digestion anaérobie à séparation de phases.

Paramètres	Valeurs
Temps de séjour (j)	12
Cv entrante (kg MV introduit/m^3.j)	2,04
Cv dégradée (kg MV éliminé/m^3.j)	1,05
Biogaz (l gaz/kg MV éliminé)	780
Taux de conversion (l CH_4/kg MV éliminé)	430
Rendement élimination MV (%)	51
Rendement élimination MS (%)	40

Une digestion anaérobie conventionnelle, permet, dans le meilleur des cas, une élimination de 45 à 50% de la matière organique, en 20 jours de temps de séjour. La charge d'alimentation de ces réacteurs est au maximum de 1,8 kg MV/m^3.j. Le gain est ici de deux ordres :

- le procédé est stable du fait de la spécificité des réactions réalisées dans chacun des réacteurs, et le traitement est effectué rapidement (12j) ;
- les performances, sur les plans de l'élimination de la matière organique et de l'efficacité du procédé, sont remarquables.

V. CONCLUSION

La digestion anaérobie à séparation de phases des boues résiduaires urbaines est un procédé qui permet, par une optimisation des différentes étapes de transformation de la matière organique en conditions anaérobies, de réduire de 20 jours à 12 jours le temps de séjour dans le réacteur en améliorant les performances d'un dispositif traditionnel. Si chacune des phases opère une transformation spécifique, il semble illusoire de vouloir séparer rigoureusement les deux étapes. Il est possible cependant de mettre en évidence, sur un substrat aussi complexe que les boues, les différentes phases de tranformation.

Par sa stabilité et sa commodité d'exploitation, ce procédé offre de nombreux avantages. La réduction du temps de séjour permet, quant à elle, d'envisager l'extension de cette technique de traitement à des installations de taille moins importante que celle requise jusqu'alors.

BIBLIOGRAPHIE

COHEN A., BREURE A.M., VAN ANDEL J.G. and VAN DEURSEN A. (1982). Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose. II. Stability and kinetic responses to shock loadings. Water Res., 16, pp 449-455.

CONRAD R., PHELPS T.J., ZOETEMEYER R.J. and BREURE A.M. (1984). Gas metabolism evidence in support of the juxtaposition of hydrogen-producing and methanogenic bacteria in sewage sludge and lake sediments. Appl. Envir. Microbiol., 38, pp 758-760.

DE BAERE L. and ROZZI A. (1984). Solubilization of particulate organic matter as the rate-limiting step in anaerobic digestion loading. Trib. du Cébed., 484, 37, pp 75-81.

GHOSH S., CONRAD J.R. and KLASS D.L. (1975). Anaerobic acidogenesis of wastewater sludge. J.W.P.C.F., 47, 1, pp 30-45.

GHOSH S. (1987). Two-stage anaerobic sludge digestion with cellulase, cellobiase and lipase treatment. 60 th Annual Conference W.P.C.F., October 4-8, Philadelphia, 1p.

GHOSH S. (1987). Improved sludge gasification by two phases anaerobic digestion. Journal Envir. Engng., 113, 6, pp 1265-1284.

HENZE M. and HARREMOES P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors ; a literature review. Wat. Sci. Technol., 15, pp 1-101.

KASPAR H.F. and WUHRMANN K. (1978). Product inhibition in sludge digestion. Microbial Ecology, 4, pp 241-248.

KOTZEJ.P., THIEL P.G., TOERIEN D.F., HATTINGH W.H.J. and SIEBERT M.L. (1968). A biological and chemical study of several anaerobic digesters. Water Res., 2, pp 195-213.

MAC CARTY P.L. (1964). Anaerobic waste of acetic, propionic, and butyric acids. Water Res., 20, 3, pp 385-394.

MAC CARTY P.L. and SMITH D.P. (1986). Anaerobic wastewater treatment. Envir. Sci. Technol., 20, 12, pp 1200-1206.

PEROT C. (1989). Optimisation de la digestion anaérobie en deux étapes des boues de stations d'épuration : étude de l'étape d'hydrolyse de la matière organique. Thèse de Docteur-Ingénieur, Université de Clermond Ferrand II.

POHLAND F.G. and GHOSH S. (1971). Developpements in anaerobic stabilisation of organic wastes, the two-phase concept. Envir. Lett., 1, 4, pp 255-266.

SAHM H. (1984). Anaerobic wastewater treatment. Adv. in Biochem. Engng. Biotechnol., 29, pp 83-115.

TOERIEN D.F., SIEBERT M.L. and HATTINGH W.H.J. (1967). The bacterial nature of the acid forming phase of anaerobic digestion. Water Res., 4, pp 129-148.

ÉVALUATION DES PROBLÈMES DE DÉSHYDRATATION DES BOUES ET SOLUTIONS PROPOSÉES

ANDRÉ POULIN, ing., Ph.D.
Serrener Consultation inc.

PETER JONES, ing., Ph.D.
Université de Sherbrooke

RÉSUMÉ

La déshydratation des boues constitue un des procédés les moins étudiés dans le domaine de la séparation solide-liquide. Ce manque de connaissances se traduit par des répercussions importantes au point de vue environnemental et économique, dûe à la teneur trop élevée en humidité des gâteaux. Les nouvelles normes de siccité exigent maintenant des procédés de filtration et d'essorage plus efficaces. La conception des systèmes de conditionnement et de déshydratation, le choix des équipements et les procédures d'opération doivent être plus rigoureux et basés sur des critères éprouvés. Cette étude présente l'état des connaissances dans ce domaine, et les résultats des travaux de recherche réalisés en vue d'améliorer les rendements de déshydratation avec les principaux types de boue municipale et industrielle.

INTRODUCTION

L'évaluation des principaux problèmes de gestion des boues produites par les stations d'épuration, démontre que la plupart des installations ne rencontrent pas les critères de performance exigés par les ingénieurs en traitement. Les principales raisons de cet état de fait sont les suivantes:

- il n'y a pas eu d'essais-pilotes réalisés à l'avant-projet sur des boues similaires;
- les prévisions des caractéristiques des boues se sont avérées inexactes;
- les rendements escomptés par les fournisseurs d'équipement étaient trop optimistes, à des fins commerciales;
- la conception du système complet de déshydratation n'était pas assez détaillée afin d'y inclure des éléments importants;
- le manque d'expérience ou de connaissances des opérateurs ne permet pas d'optimiser la filière complète des procédés de traitement des boues et d'agir sur ses propriétés.

Les répercussions sont nombreuses et importantes. À titre d'exemple typique, on prend une station d'épuration qui génère 10 t(sec)/j de boues à une siccité moyenne annuelle de 16%. Les impacts identifiés sont notamment:

- une facture de disposition au site d'enfouissement (LES) de 160 000 $/an de plus, par rapport à la norme de 20% en tout temps à respecter;
- une production de 4 560 m^3 de plus d'eaux de lixiviation à traiter au LES. Les coûts en sus pour ce traitement sont environ de 10 000 $/an;
- la réduction de la durée de vie au LES dû au volume supplémentaire à enfouir.

Sans compter d'autres effets négatifs sur l'exploitation journalière au site, le trafic routier, les odeurs, etc. Un seuil plus élevé à 25 ou 30% tel qu'envisagé par d'autres pays, viendrait augmenter proportionnellement ces écarts.

Quant aux impacts sur un incinérateur, il est évident que plus le % d'humidité est élevé, plus le taux calorifique unitaire des gâteaux diminue. Il arrive même que le seuil d'auto-combustion ne soit pas atteint, et qu'il faille rajouter un chauffage d'appoint. Enfin, le compostage des boues exige une siccité minimale d'environ 40% MST (sec).

ÉTAT DES CONNAISSANCES

Poulin et Jones [1] ont effectué une revue complète des procédés de déshydratation, et ont étudié les principaux modèles de conception et phénomènes mis en jeu. Une de leurs principales conclusions fut, qu'en l'absence de solides bases théoriques pour le design, les équipements de déshydratation sont généralement sélectionnés et dimensionnés en fonction des essais-pilotes, à l'échelle semi-industrielle, ou selon l'expérience déjà vécue pour un projet similaire. L'emploi d'une méthode rationnelle et fiable de conception, issue des modèles existants dans la littérature, ne se fait donc pas en pratique.

D'autre part, les tests de caractérisation physico-chimique des boues et autres mesures de leur potentiel de déshydratabilité [2], offrent des moyens de comparaison ou de repère entre différentes boues, et peuvent servir à déterminer le meilleur floculant pour conditionner au dosage requis. Ces tests ne constituent pas toutefois selon l'USEPA [3], et Dick & Ball [4], des paramètres fiables de conception, car ils ne permettent pas de prédire adéquatement l'aptitude d'une boue à se faire déshydrater.

Il existe plus de 30 paramètres pour faire la caractérisation numérique d'une boue. Le tableau I (en annexe) présente la nomenclature des analyses, si le test est standard ou non et les remarques pertinentes sur la valeur des résultats. Un guide complet des procédures de laboratoire a été rédigé avec la collaboration du Centre Saint-Laurent [5],

afin d'uniformiser le plus possible ces analyses, car les résultats pour une même boue sont souvent non reproductibles ou peu fiables. Le tableau II fournit la référence de la méthode de mesure standardisée. On remarque qu'il n'existe que 15 tests standardisés (10 au Québec), et que cette lacune nuit à l'avancement du domaine du traitement des boues [6].

Les principaux facteurs influençant la nature de la boue sont décrits au tableau III, dont les principaux sont évalués qualitativement au tableau IV. On y indique comment il faut faire pour obtenir un meilleur rendement de déshydratation en augmentant ou diminuant ces facteurs, et le type d'intervention possible pour y arriver.

Enfin, le tableau V présente de façon synoptique les principaux procédés de séparation solide-liquide inventoriés et classifiés par Purchas & Wakeman [7].

DESCRIPTION DES TRAVAUX DE RECHERCHE ET PRINCIPAUX RÉSULTATS

Certains types de boue possèdent des caractéristiques qui nuisent considérablement à leur déshydratation. Par exemple, les boues biologiques strictes, les boues mixtes digérées, et les boues industrielles fortement compressibles ou thixotropiques sont difficiles à essorer. Le tableau VI présente des rendements obtenus lors des essais-pilotes avec le pressoir rotatif *en comparaison* (sic) avec les filtres à bandes presseuses, filtres sous vide et centrifuges, dont les performances ont été compilées par classe générique de boue [3,4]. Cette comparaison n'est pas fondée sur des bases rigoureuses et n'a donc pas de valeur en soi. C'est d'ailleurs le genre d'erreur fait par plusieurs lors des études préliminaires d'ingénierie. On emploie des résultats dans la littérature dont on ne connaît pas la méthodologie des essais, les particularités des boues, les essais ne sont pas fait avec des équipements en parallèle, en même temps, sous les mêmes conditions, etc. Bref, à ne pas faire.

Le tableau VII présente la comparaison entre les rendements du pressoir rotatif et les paramètres de caractérisation de la boue. On remarque une bonne corrélation entre les deux. La prédiction des performances uniquement à l'aide de la connaissance de la nature de la boue, demeure un objectif idéal à atteindre pour chaque type de procédé de déshydratation. Ce rapprochement n'a pas encore été réalisé systématiquement pour les procédés les plus employés.

Les travaux de recherche ont porté également sur l'étude des forces de frottement et de cisaillement afin d'améliorer les rendements de la déshydratation. La modélisation des calculs du bilan massique et de l'équilibre des forces appliquées sur un élément fini permet de prédire les rendements (siccité, taux de production unitaire, et taux de capture) et de dimensionner la machine. Les hypothèses de base reposent cependant sur des essais à l'échelle de laboratoire ou semi-industrielle, et sur des tests de caractérisation représentatifs.

NOUVELLES TECHNOLOGIES DE DÉSHYDRATATION

La figure I illustre les procédés d'essorage des boues les plus performants employés actuellement sur le marché. On ne présente pas ici les procédés de filtration ou de centrifugation, qui peuvent fournir également des bonnes performances, surtout en terme de capacité de production (e.g. système DAB_{MC}, centrifuge à bol conique).

La mise au point des procédés employant les forces électroacoustiques représentent aussi un marché à développer [8]. La figure II montre un exemple d'un filtre à bandes presseuses qui utilise ce principe. Les pulsateurs d'onde hydrauliques (procédé SIREX) permettant de pré-épaissir efficacement et économiquement les boues (figure II).

CONCLUSIONS

Les règles de base à suivre pour solutionner les problèmes de déshydratation sont à la fois simples mais pas toujours faciles à appliquer:

- fixer les critères de performance en fonction du mode de disposition retenu et des contraintes économiques du projet (coûts de disposition, capital disponible). Donc partir de la fin et non du début de la chaîne de traitement des boues;

- générer des boues ayant un bon potentiel de déshydratabilité (%MST, siccité limite élevée, RSF_F faible, teneur en fibres et matières particulaires, concentration en supracolloïdale faible, stockage court, etc.);

- s'assurer que le système de conditionnement des boues est optimisé, ce qui est rarement le cas. Améliorer l'activation des polymères par vortex, éviter le mûrissement trop court ou trop prolongé, le bris des flocs, ne pas surdoser, et s'il y a lieu, ne pas craindre l'emploi des aide-filtrants.

- bien maîtriser le fonctionnement de la machine, connaître ses forces et ses faiblesses, ne pas l'opérer au-dessus de ses limites, en faire l'entretien préventif, et surtout en déterminer quels sont les paramètres opérationnels optimums. N'importe quel bon opérateur peut augmenter de 2 à 3% la siccité sans réduire le TPU, en connaissant bien les détails du procédé et le guide d'O & E du fournisseur.

En conclusion, même si la déshydratation des boues constitue la meilleure méthode pour réduire les volumes à disposer, il n'en demeure pas moins que c'est principalement au niveau de la nature des boues qu'il faut intervenir si on veut améliorer les rendements du procédé.

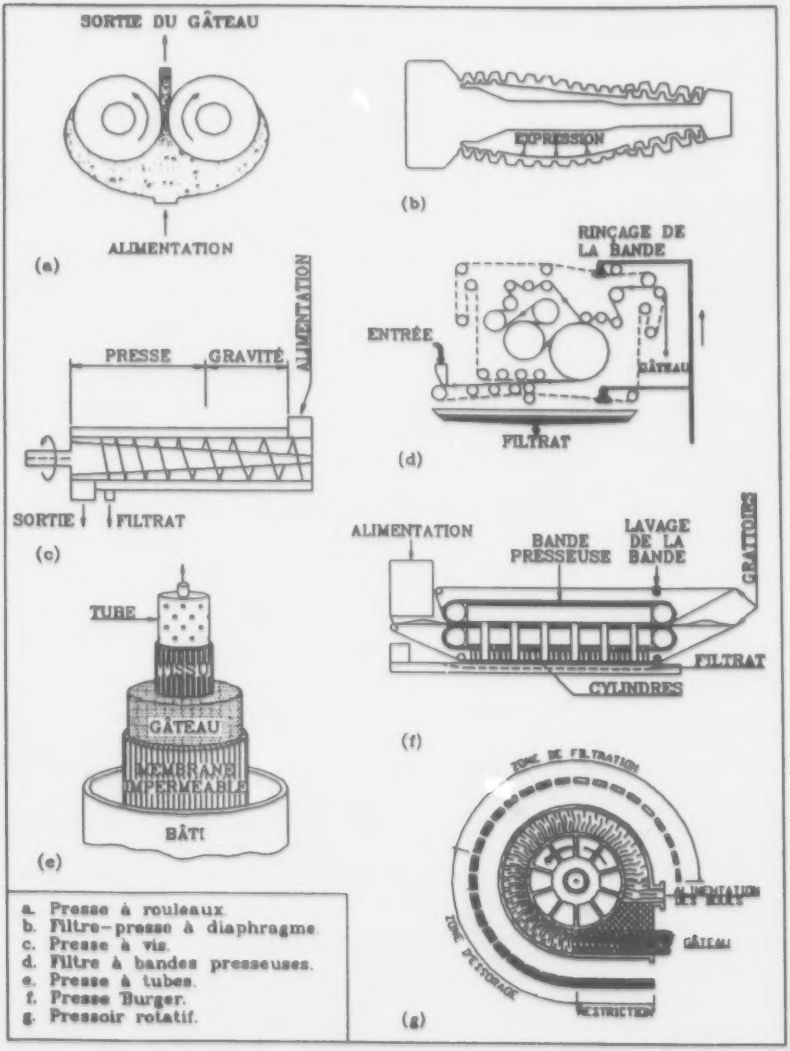


Figure 1 : Schéma des équipements de déshydratation par essorage mécanique

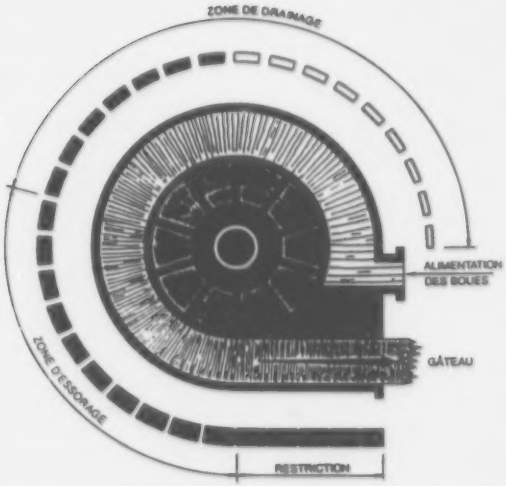
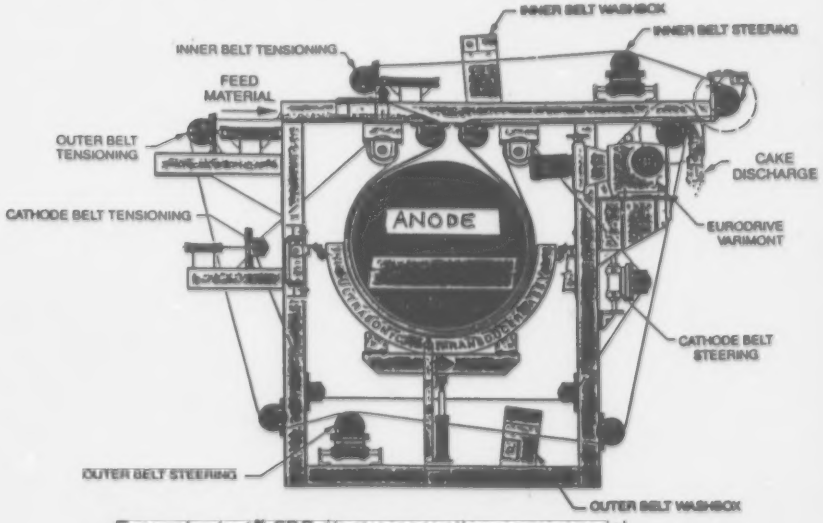


Schéma du principe de fonctionnement du pressoir rotatif



Exemple du 1er FBP électro-acoustique commercial

Figure 2 : Schéma du principe de fonctionnement d'un pressoir rotatif et d'un FBP électroacoustique

TABLEAU I
Nomenclature des principaux paramètres de caractérisation d'une boue pour un procédé de déshydratation

SYMBOLE	CARACTÉRISTIQUES NUMÉRIQUES	DEGRÉ D'IMPORTANCE ±	+	+++	MÉTHODE STANDARD	UNITÉ S.I.
	A) PHASE SOLIDE					
MST (sec)	Concentration en matières sèches totales			+++	X	mg/l
MVT (sec)	Concentration en matières volatiles totales	±			X	mg/l
ξ	Potentiel zêta	±				mV
d50	Diamètre moyen des particules		+			µm
Cu	Coefficient d'uniformité des particules		+			--
ρ_s	Densité			+++	X	kg/m³
	B) PHASE LIQUIDE					
pH	pH	±			X	---
µ	Viscosité			+++	X	N.s/m²
Ri	Résistance ionique	±				
% H_2O	Teneur en eau liée/eau libre		+			Pourcentage
ρ_g	Densité			+++		
	C) SUSPENSION DE BOUE					
RSF	Résistance spécifique à la filtration			+++	En France	m/kg
S	Coefficient de compressibilité			+++	En France	--
SCFT	Temps de formation d'un gâteau			+++	En Angleterre	s
µ	Viscosité	±				N.s/m²
TSC	Temps de succion capillaire	±				s
SVI	Indice volumétrique des boues	±				ml/mg
τ	Résistance au cisaillement			+++		Dynes/cm²
ε	Porosité	±				--
vs	Vitesse de sédimentation	±			En France	cm/s
SL	Siccité limite à 690 kPa		+		En France	Pourcentage
K_D	Perméabilité		+			cm²
Fr	Drainabilité par le Buchner funnel	±			X	s

TABLEAU II
Méthode d'analyse de caractérisation des boues

Titre de l'essai	Méthode de mesures
Contenu en matière sèche totale	209A de SMEWW (1)
Contenu en matière volatile totale	209D de SMEWW (1)
Contenu en matière en suspension	209C de SMEWW (1)
Contenu en matière volatile en suspension	209D de SMEWW (1)
Mesure du PH	PHmètre acumet 750
Viscosité Brookfield	Viscosimètre Brookfield
Conductivité	Conductivimètre YSI 34
Densité	Densimètre PARR
Siccité limite	AFNOR T97-001
Résistance spécifique à la filtration	AFNOR T97-001
Temps de succion capillaire	Triton WCR-165
Coefficient de compressibilité	AFNOR T-97
Taille moyenne des particules	Mitrotrac
Distribution des particules	Microtrac
Potentiel Zeta	Mobility meter MII
Indice volumétrique de Monlman	Vesilind 1968 A
Alcalinite	2320 de SMEWW (1)
Carbone organique	Analyseur Leco
Teneur en eau liée	CRIQ 101
Vitesse de sédimentation	AFNOR T-97
Temps standard de formation d'un gâteau	Purchas
Porosité	CRIQ 102
Temps réel de formation d'un gâteau	CRIQ 103
Coefficient de friction	CRIQ 104
Résistance au cisaillement	CRIQ 105
Contenu en métaux	Spectromètre au plasma ICP

(1) "Standard methods for the examination of water and wastewater" [30]

TABLEAU III
Principaux facteurs influençant la nature de la boue

Facteurs
• Taille, forme et distribution des particules (granulométrie).
• Propriétés structurales (pourcentage de fibre, pourcentage de solides incompressibles, solidosité, coefficient de friction, résistance au cisaillement).
• Composition chimique (huiles et graisses, alcalinité, concentration de colloïdes, de polymères, de substances hydrophiles, d'alun, d'hydroxydes, de minéraux).
• Composition organique (ratio MVT/MST, matières protéiniques fermentescibles, degré de digestion, âge des boues, bactéries filamenteuses, degré d'anoxie).
• État physique (température, liquidité, plasticité, friabilité, adhérence, comportement sous agitation, degré de thixotropie, pompabilité, cohésion, degré d'affaissement, densité, viscosité, pH).
• Qualité du conditionnement (charge ou résistance ionique, constante diélectrique, rapport cations/anions, type de coagulant et/ou floculent, poids moléculaire, énergie d'activation, âge de mûrissement, gradient d'agitation (G^{-1}), temps de rétention dans le floculateur, point d'injection, pourcentage de dilution, rhéologie des flocs).

TABLEAU IV
Évaluation qualitative de l'influence de la nature des boues sur le rendement d'un procédé de déshydratation

FACTEURS	POUR OBTENIR UN MEILLEUR RENDEMENT, IL FAUT :		
	DIMINUER OU AUGMENTER CE FACTEUR		OU INTERVENIR PAR :
Diamètre moyen des particules		X	Floculation
Coefficient d'uniformité	X		Aide-filtrant et floculation
Pourcentage d'agent structurant		X	Aide-filtrant
Porosité		X	Floculation et aide-filtrant
Concentration en huiles et graisses	X		Ajout d'un oxydant ($CaCl_2$ ou Cl)
Concentration en colloïdes biopolymères	X		Floculation et aide-filtrant
Concentration de substances hydrophiles	X		Floculation
Ratio MVT/MST	X		Ajout de $FeCl_3$
Âge des boues	X		Se situe entre 12-20 jours
Temps de digestion ou de stockage	X		Max. 5 - 8 jours
Concentration de bactéries filamenteuses		X	Pas souhaitable
Température		X	Trétention à l'extérieur
Concentration en MST à l'affluent		X	Épaississement
Viscosité de la boue		X	Floculation
Potentiel zéta	X		Coagulation
Coefficient de compressibilité	X		Aide-filtrant
Degré de thixotropie	X		Aide-filtrant
pH	> 5,5	< 9	Changement de polymères
Liquidité et plasticité	X		Floculation, aide-filtrant
Charge, résistance tonique	X		Coagulation
Énergie d'activation des polymères		X	Mélange par vortex
Âge de mûrissement des polymères		X	2 heures < âge < 2 jours
Gradient d'agitation dans le floculateur	X		< 100 s^{-1}
Temps de rétention dans le floculateur	> 30 s	< 4 min.	Changement du volume du floculateur
Degré de cohésion		X	Floculation au électroacoustique

TABLEAU V
Principaux procédés de séparation solide-liquide

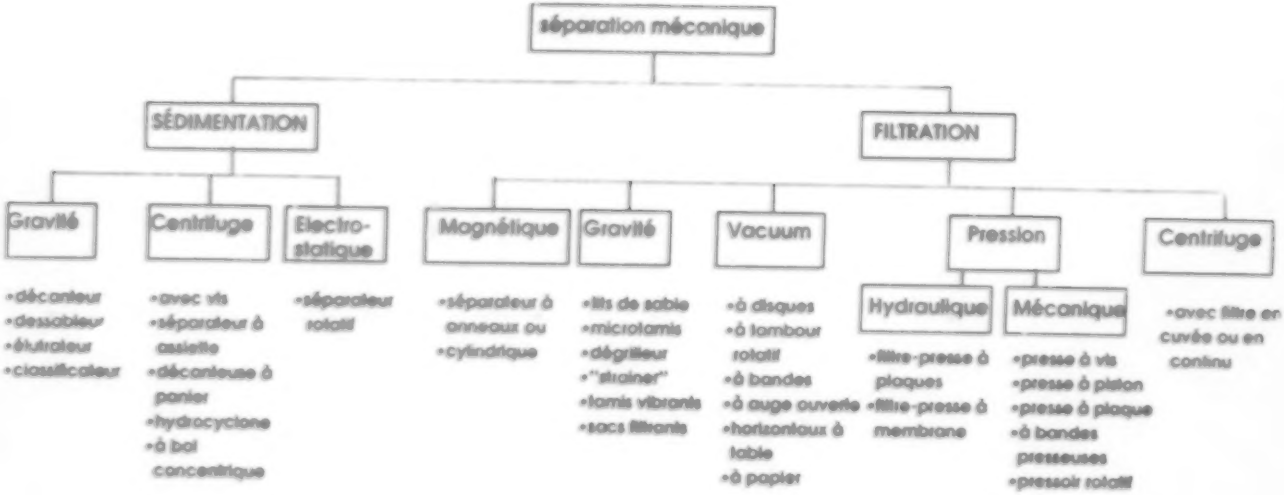


TABLEAU VI

Comparaison des rendements des principaux procédés de déshydratation

Critères de performance	Filtres à bandes				Filtres sous vide				Centrifuge				Pressoir rotatif Modèle 4-1220/5000			
Pour une boue de type	% MST à l'entrée	% Siccité	TP kg/m	% Capture	% MST à l'entrée	% Siccité	TP kg/m²	% Capture	% MST à l'entrée	% Siccité	TP kg/h	% Capture	% MST à l'entrée	% Siccité	TP kg/h	% Capture
1. Biologique aérobie	2,5	16,5	200	87	3,5	15,1	9,3	92	3,9	17,5	122	94	3,7	17	88	80
2. Mixte (50 % primaire et 50 % biologique)	5,1	23,8	250	90	4,5	21,8	22,9	89	5,3	21,9	207	87	2,5	20,5	125	92
3. Physico-chimique (primaire)	6,4	21,1	200	91	5,8	28,8	45,0	94	6,2	29,1	1200	77	3,8	28	152	94
4. Mixte digérée anaérobique	2,9	19,5	200	–	4,1	20,1	25,1	92	–	–	–	–	2,7	13 * 24	28 *135	87 * 91
5. Mixte digérée aérobique	2,2	16,5	200	–	–	–	–	–	–	–	–	–	4,85	* 32	*147	* 86
6. Primaire avec eau	4,5	23,5	200	–	6,1	22,8	22,9	–	3,4	27,8	10	91	4,1	28	144	84
7. Primaire avec chaux	–	–	–	–	8,7	30,5	28,1	–	10,8	31,5	60	88	–	–	–	–
8. Solidification (mixte)	3,0	20,0	200	88	–	–	–	–	–	–	–	–	3,0	25	240	93
Échantillons compilés sur	110 valeurs d'épuration				30 valeurs d'épuration				20 valeurs d'épuration				10 valeurs d'épuration			

(* avec aide-filtrant)

TABLEAU VII

Comparaison entre les rendements du pressoir et les paramètres de caractérisation de la boue

Degré de déshydratabilité	Résultats des tests de caractérisation						Résultats des tests de performance du pressoir rotatif			Type de boue
Paramètres	MST (%)	MVT (%)	$RSF_f \times 10^{11}$ (m/kg)	S	SL (%)	CST (s)	Siccité (%)	TPU (kg/h.m^2)	R_g (%)	
Faible	3,8	2,3	3,2	0,97	31	393	17	24	85	Biologique
	2,5	1,0	5,84	0,90	---	---	17	45	89	Mixte digérée
	2,2	1,5	0,54	0,76	38	95	28	126	92	Mixte non digérée
	5,8	2,3	0,05	0,74	37	154	25	146	93	Biologique & A.F.
Moyen	4,0	2,4	0,84	0,67	42	170	34	155	94	Primaire & $FeCl_3$
	4,5	3,0	9,10	0,81	46	---	34	147	92	Primaire & Alun
	4,3	2,3	0,77	0,64	49	134	29	190	93	Biofiltration
	22,8	5,4	0,29 *	0,55	41	42	41	84	94 (MES)	PPG
Élevé	34,8	9,2	0,98 *	0,41	71	33	69	199	95 (MES)	CEZ
	35,3	0,5	0,81 *	---	80	32	80	552	94	QIT

* RSF non floculée

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

1. POULIN, A. (avril 1992) *Étude des phénomènes et des modèles régissant un nouveau procédé de déshydratation des boues résiduaires*, thèse de Ph.D., génie chimique, Fac. Sc. Appliquées, Université de Sherbrooke, 248 p.

2. POULIN, F., JONES, J.P., POULIN, A. (fév. 1992) *A new technic for evaluating the dewatering potential of sewage sludge*, Burlington, Ont., (s. éd.), 27e Central Symposium on water pollution research, div. WPCT, 12 p.

3. EPA (1982) *Design manuel: Dewatering municipal wastewater sludges*, Cincinnati, OH, Municipal envir. research laboratory, EPA 625-1-79-011, 140 p.

4. DICK, R.I., BALL, R.O. (nov. 1980) *Sludge dewatering*, CRC review ed. in env. control, vol. 10, no 4, 336 p.

5. POULIN, A., COULOMBE, Z., POULIN. F. (avril 1992) *Guide de caractérisation des boues*, SPE 4594-10/L-702, Centre Saint-Laurent, Montréal, 45 p.

6. VESILIND, P.A. (1987) *Test on sludges: Status of standard test procedures for characterizing sludge*, New York, Proc. Eng. Foundation Conf. Fundam. Aspects of sludge characterization and dewatering, P.A. Vesilind ed. Eng. fundation, p. 1-34.

7. PURCHAS, D.B., WAKEMAN, R.J. (1986) *Solid-liquid separation equipment scale-up*, Croyden, Angleterre, Uplands Press Ltd, 2e édition, p. 701-745.

8. MURALIDHARA, H.S. (1990) *Recent developments in solid-liquid separation including electrotechnologies*, Nice, 5e congrès mondial sur la filtration, p. 74-79.

Simple Sludge Dewatering Using Geotextile Membranes

Theriault, S.M.[1], Berry, R.C.[2] and Lin, K.C.[2*]

[1] Senior Water Resource Engineer, N.B. Department of the Environment, Fredericton, N.B.
[2] Graduate student, Department of Civil Engineering, University of New Brunswick, N.B.
[3] Professor, Department of Civil Engineering, University of New Brunswick, N.B.
* Person to contact for correspondence

ABSTRACT

Municipal sludge with and without chemical conditioning had been dewatered at two wastewater treatment plants in N.B. by a simple low-cost method using geotextile membranes as filtering media mounted on wooden boxes. The effects of solids loading rate, geotextile type, dewatering time, initial solids concentration and chemical dosage on cake solids content had been studied. Conditions for easy cake removal had been assessed. Some design criteria were proposed for use in small to medium sized communities.

KEY-WORDS: Sludge dewatering, geotextile membrane, chemical conditioning, field study, design/operation

INTRODUCTION

Sludge (wastewater solids) is a byproduct of wastewater treatment. It is primarily a mixture of microorganisms, inert materials, and other solids with water which forms a slurry-like mixture containing from 0.25 to 12% solids by weight (Reynolds, 1982). Sludge treatment before ultimate disposal is mainly concerned with the concentration and separation of the solid residue from the water. It is required prior to landfilling to reduce leachate production (Metcalf and Eddy, 1991).

A number of different methods have been used for removing moisture from sludge. These methods can be broken down into two broad categories: mechanical and non-mechanical. Mechanical types of dewatering apparatus use various physical means to extract water including squeezing, vacuum withdrawal, centrifugal separation, and compaction. The main disadvantage of using mechanical means as a method of dewatering sludge are that they consume large amounts of energy, usually require skilled maintenance and operating personnel, and have high capital and overhead costs. Although these methods can dewater large amounts of sludge in relatively short periods of time and yield very dry sludge cakes, the costs associated with the above mentioned disadvantages puts these dewatering methods out of reach for many small to medium sized communities.

Non-mechanical methods usually rely on natural evaporation and percolation to dewater the solids. The most commonly used non-mechanical method of sludge dewatering is the sludge drying bed. In fact, Metcalf and Eddy (1991) state that drying beds are the most widely used method of dewatering sludge in the United States. They are especially suited for small sewage treatment plants. However, there are many problems associated with this method. The process is largely affected by climatic conditions; sludge can clog up the sand layer which decreases the rate of percolation; sand must be continually replenished due to unintentional loss during sludge cake removal from the bed; odour and fly can cause problems for residents living nearby; and large land areas are required which makes the method unfeasible for large communities. Very often, the operator's inability to remove the cake skilfully from the drying bed may pose a big problem. The use of mechanical equipment such as a front-end loader or backhoe often damages the drying area. This creates a situation where the operator has to manually remove the dry sludge from the beds. Such unhappy experience may lead to infrequent use of the sand bed and eventual ill effects on plant operation.

In 1988, there were 59 extended aeration activated sludge package plants and rotating biological contactors in operation in New Brunswick. However, only some pumped out their excess sludge annually. To produce a good effluent, some 9000 litres of waste sludge should be removed per year from each of these plants (Barnes, 1988). Without proper dewatering equipment, this cannot be easily handled. A simple sludge dewatering device is better suited for such small size sewage treatment plants.

In this paper, it is intended to demonstrate the use of geotextile membranes for sludge dewatering as an alternative to more expensive methods. The main objective is to study the effectiveness of a simple pilot-scale equipment in sludge dewatering in the field. The science of geosynthetics has evolved within a short time span and has risen from a minor production of goetechnical material in the early seventies to a major worldwide industry (Buisson and Rollin, 1989). Recently, they have been used in the field of sewage treatment as a final effluent filter in the MULTI-FLO package treatment plant and as bacterial supports in bioreactors (Buisson and Rollin,

1989). Different geotextiles have different characteristics. The type of geotextile used in this study for sludge dewatering was selected based on its availability and its capability to retain particles and drain water.

METHOD AND PROCEDURE

Two types of municipal sludges were tested on site. One was aerobically digested sludge at the Oromocto West Sewage Treatment Plant, N.B. (hereafter called the Oromocto West STP), which employs a contact stabilization activated sludge process for sewage treatment. The other was chemically treated combined primary and secondary sludge at the Fredericton Area Water Pollution Control Commission Sewage Treatment Plant, N.B. (hereafter called the Fredericton STP), which employs a conventional activated sludge process. Four types of membranes (TERRAFIX 200R, 240R, 270R AND 370RS) were used under various loading rates. These are synthetic fibres which will not rot, unlike the natural ones which are biodegradable (Giroud and Carroll, 1983). Table 1 lists some of the properties of these geotextiles.

TABLE 1. SOME PROPERTIES OF GEOTEXTILE MEMBRANES.

	TERRAFIX			
	200R	240R	270R	370RS
Mass (g/m^2)	200	240	270	470
Thickness (mm)	2.3	2.6	3.0	4.0
Permeability K (mm/s)	2.0	2.0	2.6	1.8

Testing at the Oromocto West STP

The first pilot-scale sludge dewatering apparatus was installed in the Oromocto West STP in the summer of 1990 (Theriault, 1992). It was made of plywood about 2 m x 2.5 m in size. Geotextile membranes TERRAFIX 240R and 270R were used. The apparatus was designed to allow the geotextile membrane to be rolled up manually at one end and the dried sludge on the membrane to be removed by a fixed doctor blade at the same time. During the test period, the apparatus was successfully used for eleven consecutive sludge fill-up and removal operations. Analysis of the available field data was promising; however, the apparatus had only a limited capacity to receive liquid

sludge. It was decided that a new device was needed to fully measure the capacity of geotextile membranes to dewater sludge under a wider range of loading conditions.

In the following summer, four smaller dewatering boxes were installed in the Oromocto West STP. These boxes were made of 18-mm plywood with a coat of marine paint on the inside. They were open square boxes measuring 1 m x 1 m x 0.6 m. The height included a 0.1 m freeboard to accommodate the maximum load. The sides of the boxes simply sat on the base. One side of each box was equipped with a pair of hinges to permit easy lifting and replacement of the frame from its base (see Figure 1).

The base is constructed of material capable of withstanding over 500 kg of liquid sludge without leaking at the interface with the box panels (see Figure 2). To support the membrane and all the liquid load, a plastic grid was used. The main frame of the base is made of 51 mm x 203 mm (2" x 8") lumber with 25 mm x 76 mm (1" x 3") cross members supporting the plastic grid. The boxes were installed on the outside edge of the sand drying bed. They were supported by the concrete wall of the sand drying bed on one side and 51 mm x 102 mm (2" x 4") wooden legs on the other side. This allowed the use of the drying bed by the plant operator at the same time when the tests were performed with the sludge dewatering boxes. To permit the filtrate to flow into the drying bed, corrugated plastic sheets were installed under each box with a proper slope towards the sand bed.

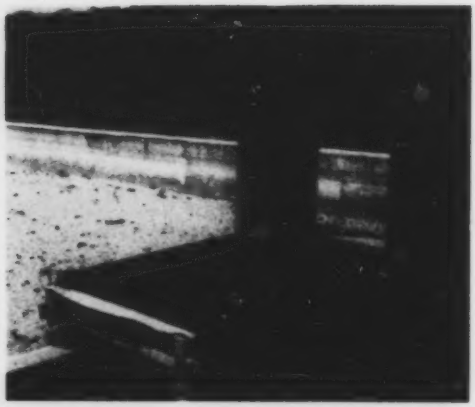


FIGURE 1. DEWATERING BOX IN OPEN POSITION EXPOSING SLUDGE CAKE

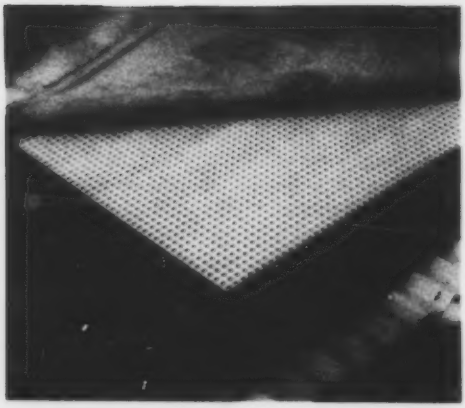


FIGURE 2. MEMBRANE SUPPORTING BASE OF THE DEWATERING BOX

At the Oromocto West STP, the two more rigid geotextile membranes were tested. These were TERRAFIX 270R and 370RS. Two boxes were equipped with one type of membrane and the other two boxes with the other type. Before filling the boxes with sludge, the aerated digester was shut down first to allow the digested sludge to settle. Then, a flexible hose was tapped directly on the sludge pump discharge line to fill each box with sludge to the desired level. Sludge depths of 100-400 mm were applied. Surface loading rates ranged from 0.07 to 1.85 kg/m^2.cycle. Sludge was allowed to drain and dry undisturbed for approximately 1 d.

Fresh sludge sampling immediately after filling was done by means of a long plastic tubing of 10-mm inside diameter. The tube was dipped vertically into the entire depth of the wet sludge with the upper end open and lifted out of the sludge with the sample inside by closing the upper end with the thumb. Sludge cake sampling after drying was done with a plastic spoon. A core sample was collected by digging through the entire depth of the cake with the spoon. All samples were dried and weighed to determine the solids content according to the Standard Methods (APHA, AWWA and WPCF, 1989). After cake sampling, the remaining dried sludge was removed from the geotextile membranes. The membranes were then cleaned and re-installed on to the boxes for further testing. A total of 119 dewatering tests had been performed at this site.

Testing at the Fredericton STP

At the Fredericton STP, co-sludge was chemically treated with ferric chloride and lime before vacuum filtration during normal operation. Four different sludge dewatering boxes were constructed at this site. They were smaller than those at the Oromocto West STP because they were set-up inside the vacuum filter room. Space constraints necessitated a more compact box design. Each box was built with a 0.093-m^2 (1.0-ft^2) base and with removable sides measuring 325-mm high (Figure 3). The boxes were placed into plastic containers. Each of the plastic containers had a hole drilled into one corner at the bottom for the filtrate to drain into a graduated bucket via a funnel. This allowed the rate of filtrate drainage and effluent characteristics to be monitored.

FIGURE 3. SLUDGE DEWATERING BOXES USED AT THE FREDERICTON STP

There were no access valves from which the sludge that was chemically conditioned by the plant operators could be collected. So, a diversion trough was constructed that would fit onto one of the vacuum filter feed channels. Flow into the diversion trough was achieved by shutting a gate to block off the feed channel flow into the vacuum filter. As the diversion trough was filled, it drained the collected sludge down through a 51-mm (2") hose into a bucket. This sludge was then sampled and poured into the dewatering boxes for testing. Thereafter, normal flow into the vacuum filter was resumed.

At the Fredericton STP, all four types of geotextile membranes listed in Table 1 were tested. The solids loading rates ranged from approximately 4 to

15 (averaging 8.6) kg/m^2.cycle, much higher than those applied at the Oromocto West STP. This was possible because of the higher dewatering rate of chemically conditioned sludge. Once the sludge was poured into the boxes, filtrate volume, cake solids content, and sludge depth measurements were frequently monitored at various time intervals for about 2 h. After this time period, measurements were taken less frequently as dewatering had normally slowed down. Each test lasted for 1 to 2 d. The sludge dewatering boxes and geotextile membranes were cleaned with water manually between load applications. The boxes were covered during the dewatering period so that the influence of water evaporation would be minimized. This also simulates the process in an open field to minimize wind effects and interference with rain water. Sixteen tests were performed on the sludge wastes that had been treated with chemicals by the plant operators.

Data on chemical dosage were scarce from the plant. To study the effects of chemicals (ferric chloride and lime) on sludge dewatering efficiency, raw sludge was collected before the plant operators applied the chemicals for sludge conditioning. Pre-measured volumes of ferric chloride solution and lime were then added to the sludge. (The concentrations of the ferric chloride solution and the lime used were 88.1 g/L and 617.0 g/L, respectively.)

Ferric chloride was added to the sludge first and stirred with a stick manually. Enough lime was added and then stirred into the mixture to raise the pH to above 12. High pH is required to facilitate adsorption and to reduce the repulsion charge of the sludge particles, thus causing them to aggregate (Eckenfelder and Santhanam, 1981). Also, the N.B. Department of the Environment requires that the dewatered sludge be brought up to this pH level to ensure that all pathogenic microorganisms have been destroyed in case the sludge is used to fertilize soil. Finally, the sludge-chemical mixture was poured into the dewatering boxes, and testing was monitored as before. Six tests with chemicals added in this way were performed at this site.

EXPERIMENTAL RESULTS

Oromocto West STP Data Analysis

Sludge Cake Characteristics

Table 2 summarizes the sludge cake characteristics under various loading conditions for some of the tests performed at the Oromocto West STP using aerobically digested sludge. The data set was selected from those tests performed in the last phase of the experiment. This was to ensure that the membranes had been fully used and not in a new state. The solids loading rates in this period were 0.07-1.85 kg/m^2.cycle. The solids content in the sludge cake varied from 5.9% to 12.4% and cake thickness ranged from 1 mm

TABLE 2. SLUDGE CAKE CHARACTERISTICS AFTER DRYING FOR APPROXIMATELY ONE DAY

Test No.	Surface Loading Rate* ($kg/m^2 \cdot d$)	Cake Solids Content %	Cake Thick. mm	Remark	Rank*
1	1.07	9.2	14	removed well	5
2	1.85	6.1	36	muddy cake, but easy to shovel	2
3	1.27	9.0	15	easy to remove	4
4	0.60	10.4	8	slightly gummy to membrane	3
5	1.61	5.9	30	muddy cake, easy to shovel	2
6	1.18	8.6	15	cake easy to remove	4
7	1.12	9.9	10	cake easy to remove	4
8	0.74	11.0	8	thin cake difficult to remove	1
9	1.67	7.8	17	easy to remove	4
10	0.73	8.6	12	easy to remove	4
11	0.59	9.9	7	cake thin and sticks to membrane	0
12	1.62	7.2	25	muddy cake but easily removed	2
13	0.68	9.3	8	easy to remove	4
14	0.40	10.1	5	easy to remove	4
15	1.42	7.8	18	easily removed	4
16	1.20	9.2	15	cake sticks slightly to membrane	3
17	0.39	9.7	5	cake sticks slightly to membrane	3
18	1.41	9.1	20	muddy cake but easy to remove	2
19	1.06	6.9	12	very easy to remove	5
20	0.79	10.4	8	cake sticks lightly to membrane	3
21	0.27	10.9	2	thin cake removed with scraper	1
22	0.20	12.4	2	as above	1
23	0.13**	10.1	2	as above	1
24	0.07**	10.7	1	as above	1

* Surface loading rate in $kg/m^2 \cdot d$ = (% MLSS x fill-up level in mm x 0.24/drying time in h),

** Values estimated

♦ Ranking based on ease of cake removal

to 36 mm after drying for approximately 1-d. Over the entire period of study at this site, the average solids loading rate was 1.1 kg/m^2.cycle; the mean cake solids content and mean cake thickness were 9.2% and 14 mm, respectively, after 1-d drying. The maximum cake solids content recorded was 19.2% at the end of 1 d.

Some cakes were very easy to remove from the membranes and some were not as indicated by the remarks in Table 2. In general, sludge cakes too thick were heavy to lift; those too thin tended to stick onto the membrane. A scale of 0-5 was used to rank the relative ease in cake removal in ascending order as shown in the last column of the table. These ranks were used for later analysis.

Effect of Surface Loading Rate on Cake Solids Content

A plot of cake solids content (in %) versus surface loading rate (in kg/m^2·cycle) is shown in Figure 4 based on the values in Table 2. There is a linear relationship between the two. The higher the surface loading rate, the lower was the solids content in the sludge cake. This is because more sludge was applied to the dewatering boxes of a fixed size, and, for approximately the same drying time, there would be more water remaining in the sludge. The line of fit in the figure was obtained by simple linear regression. The sample correlation coefficient, r, is -0.82, significant at $\alpha = 0.01$.

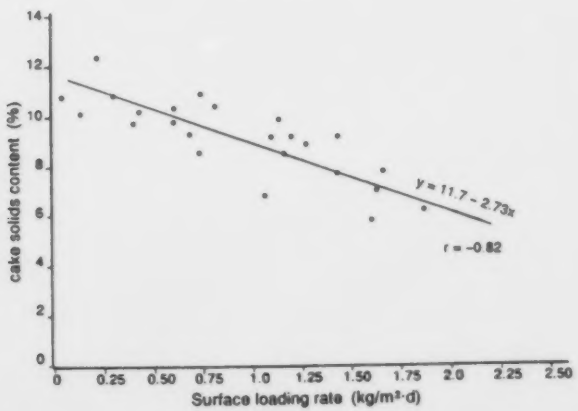


FIGURE 4. SLUDGE CAKE SOLIDS CONTENT VERSUS SURFACE LOADING RATE.

Effect of Surface Loading Rate on Cake Thickness

The same data set in Table 2 was used to plot sludge cake thickness versus surface loading rate in Figure 5. It can be seen that the higher the surface loading rate, the thicker was the sludge cake. This is simply because more sludge was applied and the drying time was about the same. The sample correlation coefficient, r, is 0.93, which is significant at $\alpha = 0.01$.

It is clear from Figures 4 and 5 that the solids content in sludge cake varies inversely as its thickness (r = -0.87). For a fixed drying time (i.e., 1 d), too thick a cake means too much moisture in it, it would be too heavy on the membrane and not ready for removal yet. On the other hand, if the cake was too thin, it became too dry and sticky on the membrane. Again it would be hard to remove.

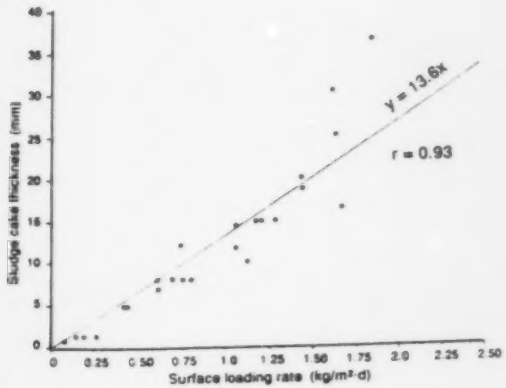


FIGURE 5. SLUDGE CAKE THICKNESS VERSUS SURFACE LOADING RATE

Optimum Surface Loading Rate

To determine the optimum surface loading rate under the given conditions at the Oromocto West STP, another factor was considered. This is the ease with which the sludge can be removed from the membrane. Using the ranks given in Table 2, Figures 6 and 7 can be constructed. These plots show the relative ease in cake removal versus the cake solids content and cake thickness, respectively. The solid lines represent the envelopes of

the data points and the vertical dotted lines locate the medians within the optimal ranges. It seems that, when the drying time was fixed (≈ 1 d), the optimal ranges of cake solids content and cake thickness were 7.0-9.5% and 8-16 mm, respectively. These range correspond to surface loading rates of 0.8-1.8 kg/m^2·cycle (Figure 4) and 0.6-1.2 kg/m^2·cycle (Figure 5). Therefore, for satisfactory sludge dewatering and easy cake removal under the given conditions, the surface loading rates should be set at 0.8-1.2 kg/m^2·cycle.

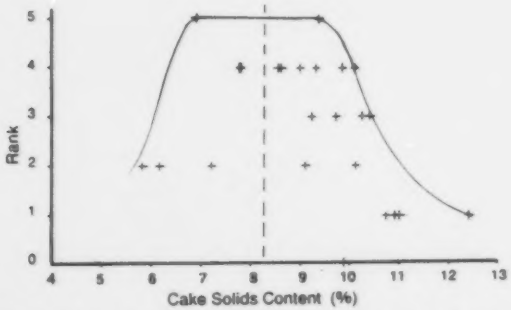


FIGURE 6. RANK VERSUS SLUDGE CAKE SOLIDS CONTENT

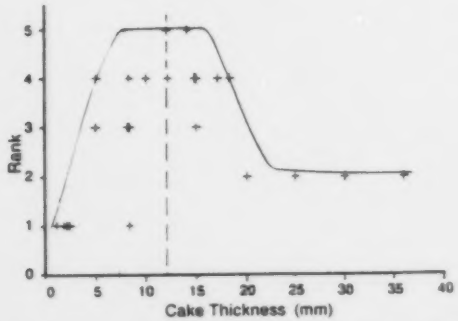


FIGURE 7. RANK VERSUS SLUDGE CAKE THICKNESS

Figure 8 shows a functional plot of surface loading rate versus cake thickness and cake solids content. The shaded area in the figure represents the zone for easy sludge cake removal. The plot can be used for the design or operation of sludge dewatering boxes employing geotextiles as the filtering media. For example, if the median values of cake solids content (8.3%) and cake thickness (12 mm) shown in Figures 4 and 5, respectively, are

used, the optimum surface loading rate is approximately 0.95 kg solids/m^2·cycle. Knowing the amount of solids in the sludge to be dewatered in kg per day, the surface area and, hence, number of sludge dewatering units required can be determined. In design, one or more stand-by units should be added to this number. In operation, the number of units can be selected from the total available such that the actual surface loading rate is appropriate to produce a cake easy to remove after drying for 1 d. If the concentration of solids in the waste sludge is known, the level to which the sludge dewatering boxes should be filled can also be determined.

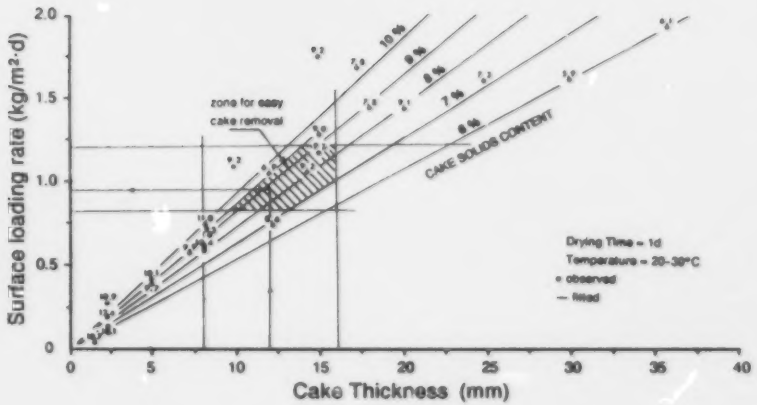


FIGURE 8. SURFACE LOADING RATE VERSUS CAKE THICKNESS AND CAKE SOLIDS CONTENT

Other Factors Examined

The length of drying time undoubtedly affects the results of sludge dewatering. Most drying periods had been for a duration of 24 h. In 21 out of 119 cases, the sludge had been allowed to dry for a period of 48 h. Some of the long drying periods were under normal weather conditions; some were for different sludge characteristics and some were due to rain events. Under normal weather conditions, it was found that in two out of six cases a net increase (by 6.9%) in solids content was reached after one more day of drying; however, in the other four cases, the difference was negligible (≤ 2.5%).

Sludge characteristics affect the transmission of water within the sludge by means of filtration and evaporation in the dewatering process. At the start of the experiment, a sample of old sludge was unintentionally collected in one box from the sludge discharge line. The time to attain a cake dry enough for removal from the membrane for this sample was found to be longer than that for the fresh sludge in the other boxes. On another occasion, the aerated digester was allowed to decant for a long period of time (more than 4 h) and the same effects were found in all four boxes. Thereafter, fresh sludge from the plant was collected for the subsequent tests.

Rain is another obvious feature tha can slow the process of sludge dewatering performed outdoors. It was found that depending on whether there was enough time for the formation of a surface skin on the sludge or not, rain water would or would not have a significant effect on cake formation. On one occasion, some 30 mm of rain were measured by the rain gauge installed near the dewatering boxes. Cake solids contents in two boxes equipped with different membranes were about 3.1% and 4.1% before the rain, and 4.8% and 7.0% after the rain, respectively. On another occasion, 17 mm of rain had fallen, all four boxes showed an increase of approximately 1.3% in cake solids content under 24 h of wet condition. On the other hand, when rain started before skin formation on the cake, it was found that the sludge was still in a state of a liquid slurry long after the rain stopped. This happened in one case in which the cake solids contents were still 2.9% and 3.5% in two separate boxes with different types of membranes after 15 h of sludge dewatering.

Both types of geotextile membranes were effective in sludge dewatering. When the membranes were new, they allowed faster sludge dewatering and the cakes had a higher solids content. Once they were used, their efficiency in sludge dewatering dropped slightly. The membrane break-in period was very short -- about one or two batches of operation before steady performance was achieved. The membranes had been loaded with 26 loads of liquid sludge during the experimental period with no clogging problem. Also, no signs of wear and tear on the membranes or equipment were observed. On one occasion, after the sludge cake was removed, the membranes were allowed to completely dry for a period of 12 d. Once loading was resumed, there was no apparent change in effectiveness of the membranes to dewater sludge.

Several methods were tried to remove sludge cakes from the membranes after each batch operation. One of the best methods found was to fold one end of the membrane together with the sludge cake over the other end and peel back. This folding action permits the cake to detach from the membrane more effectively (Figure 9). Another method was to spray vegetable oil directly on the membrane prior to loading sludge for easier cake removal later. One oil application was good for up to three loads of sludge dewatering. Anti-adhesives may be another alternative but had not been tried here. A more often used method to remove sludge cake was simply to use an aluminum shovel. The membrane had to be well stretched from all directions. Shovelling

was easier on the more rigid membrane 370RS than 270R because of its higher strength. At times, thin cakes tended to stick onto the membrane, and they had to be scraped off manually by means of a trowel. The shovel method is the simplest method of cake removal and is suitable for small-scale operations.

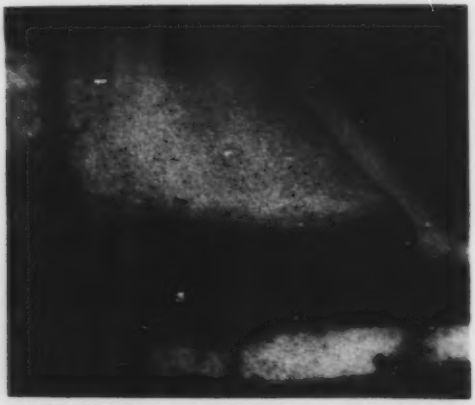


FIGURE 9. SLUDGE CAKE AFTER BEING ROLLED OFF THE MEMBRANE (CAKE SOLIDS CONTENT = 6.92%, MEMBRANE TYPE = 370RS).

Fredericton STP Data Analysis

Effect of Dewatering Time

A sample of the test results obtained on the dewatering of chemically conditioned co-sludge at the Fredericton STP is shown in Table 3. A plot of the data on solids content, cake thickness and filtrate volume versus time is illustrated in Figure 10. The time functions are not linear as can be expected. The rates of sludge dewatering were very fast within the first two hours; thereafter, the increase in cake solids content and decrease in cake thickness were slow and minimal. This is because of the initial high rates of filtration followed by slow rates of water percolation and evaporation.

In the 16 tests performed on the sludges chemically conditioned by the plant operators, the fast dewatering period lasted for an average of 1.7 h. The initial solids contents of the samples were 3.4-5.3%. The thickness of the liquid sludge was initially 74-319 mm. This corresponds to a surface loading rate of 4.2-15.1 (averaging 8.6) kg/m^2.cycle. After 2 h, the cake solids content ranged from 10.4% to 16.1 % (averaging 12.6%) and cake thickness ranged from 34 mm to 137 mm (averaging 79 mm) under the various loadings applied. After

1 d, these values were approximately 11.2-17.6% (averaging 14.1%) and 32-130 mm (averaging 74 mm), respectively. Water loss in the samples were 54.2-72.4% in the first 2 h and 58.4-78.2% in 1 d. Therefore, 2-h sludge dewatering under the given conditions appeared to be adequate. There was not much gain in extending the sludge dewatering period to 1 d. For practical purposes, a cycle time of 3 h would be adequate for this type of sludge.

Effect of Chemical Dosage

There is no doubt that chemical conditioning of sludge helps sludge dewatering as evidenced by the difference in experimental results obtained from the two sewage treatment plants. The sludge dewatered much faster and reached significantly higher solids contents with chemicals added for conditioning. Not enough numerical data on the amount of chemicals used at the Fredericton STP were available. Six additional chemical conditioner tests were performed in this study to evaluate the optimum chemical dosage requirement.

TABLE 3. DEWATERING CHEMICALLY CONDITIONED SLUDGE
(Loading: 14.09 kg/m^2.cycle; Membrane: TERRAFIX 370RS)

Time (h)	Solids Content (%)	Cake Thickness (mm)	Filtrate Volume (L)
0.00	4.46	298	0.0
0.07	4.93	274	4.0
0.12	5.20	265	5.4
0.18	5.55	246	7.0
0.27	5.96	229	8.6
0.37	6.48	210	10.3
0.47	7.02	195	11.8
0.62	7.54	180	13.0
0.88	9.15	163	15.8
1.03	9.67	158	16.5
1.15	10.09	149	17.0
1.87	11.73	137	18.6
5.10	13.46	131	19.8
19.87	16.07	127	21.2

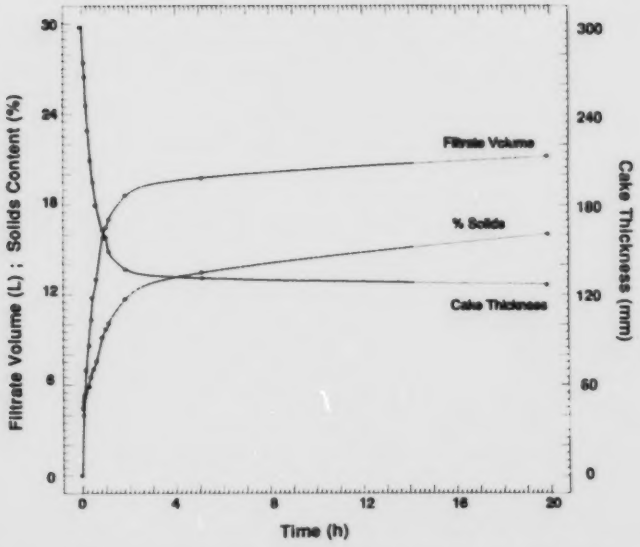


FIGURE 10. SOLIDS CONTENT, CAKE THICKNESS AND FILTRATE VOLUME VERSUS TIME.

Figure 11 shows the cake solids content versus time for various dosages of ferric chloride. The quantity of lime added was sufficient to raise the pH of the mixture to 12 and is not indicated in the figure. Five different batches of chemical-sludge mixtures were prepared by mixing different amounts of $FeCl_3$ solution with sludge as shown. Sludge which was regularly treated with chemicals in the mixer by the plant operators was also included for comparison. It is seen that the rates of sludge dewatering were different for different dosages of chemicals. The curves in Figure 11 were re-plotted in Figure 12 to show percent cake solids versus $FeCl_3$ dosage at various times of dewatering. An optimum dosage is clearly shown: 90-100 mL of $FeCl_3$ solution at 88.1 g/L concentration per L of sludge.

The resistance of a sludge to dewatering can be measured in terms of its specific resistance. The method proposed by Arceivala (1981) was employed. This requires the use of filtrate volume versus time data as shown in Table 3. A plot of sludge specific resistance against $FeCl_3$ dosage is illustrated in Figure 13. The same range of optimum chemical dosage as above is also revealed. Eckenfelder (1989) explains that, although the rate of dewatering increases with chemical dosage, a maximum dosage is reached beyond which a charge reversal of the sludge particles begins to occur, resulting in increases in specific resistance. For economic purposes, the lower value of 90 mL $FeCl_3$ solution/L liquid sludge can be used. This corresponds

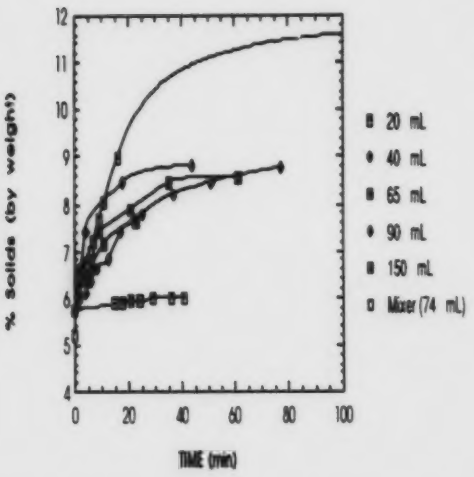


FIGURE 11. SOLIDS CONTENT VERSUS TIME FOR DIFFERENT DOSAGES OF FERRIC CHLORIDE.

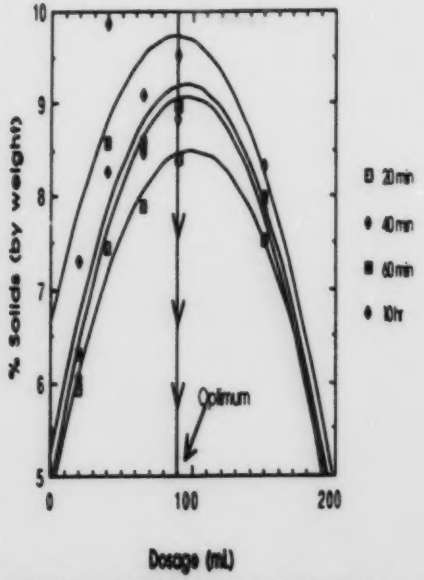


FIGURE 12. OPTIMUM CHEMICAL DOSAGE ($FeCl_3$ = 88.1 g/L)

to 7.9 g $FeCl_3$/L sludge. The current $FeCl_3$ dosage used in the plant is approximately 5 g $FeCl_3$/L sludge. The experimental optimum dosage is higher than that used in the plant by 58%. It has been reported that dosages of chemicals (commonly $FeCl_3$ and lime) for sludge conditioning vary widely (Metcalf and Eddy, Inc., 1991). The difference here is largely due to the different types of dewatering techniques employed.

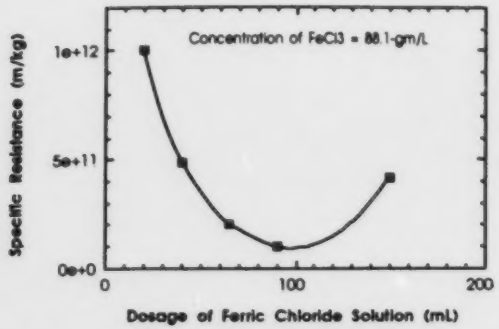


FIGURE 13. SLUDGE SPECIFIC RESISTANCE VERSUS $FECL_3$ DOSAGE.

Effects of Initial Solids Content and Geotextile Types

A two-way classification analysis of variance (ANOVA) was performed to find if initial solids content and types of geotextile membranes would affect sludge dewatering. The response variable selected was cake solids content measured after two hours of dewatering. Sixteen sets of test results based on those sludges chemically conditioned by the plant operators were used in this analysis. The data used for the ANOVA are shown in Table 4. The results are presented in Table 5.

TABLE 4. SLUDGE SOLIDS CONTENT AFTER DEWATERING FOR 2 HOURS

Initial Solids (%)	Type of Membranes			
	200R	240R	270R	370RS
3.36	11.05	11.16	10.41	10.69
4.46	11.41	14.23	13.44	11.80
5.20	10.70	11.44	13.69	12.72
5.33	12.36	16.05	16.09	14.59

TABLE 5. TWO-WAY CLASSIFICATION ANOVA

Var. Source	Sum of Squares	D. Of F.	Mean Squares	F-ratio	Sig. Level
Mem. Type	10.19	3	3.395	3.040	0.0853
In. Solids	32.36	3	10.79	9.657	0.0036
Error	10.05	9	1.117		

The ANOVA table shows that the sludge solids content after 2 h of dewatering was very much dependent on the initial solids concentration in the liquid sludge (significance level = 0.0036). The type of geotextile membrane was less important than the initial solids concentration. However, its effect was still significant at α = 0.10. The influence of membrane type on sludge dewatering is further discussed in the next section.

Sludge Cake Removal after Dewatering

The chemically conditioned sludge at the Fredericton STP dewatered very well on the geotextile membranes used, and the sludge cakes were very easy to remove from the geofabrics. This was so even under high cake solids contents. Figure 14 shows how sludge can be literally rolled off and picked up from the geotextile membrane. The sludge cakes could also be easily detached from the geofabric by turning the membrane over which caused the cakes to fall onto a conveyer under its own weight. This method was employed successfully for all the tests performed at this site. The geotextile membranes were further cleaned by spraying them down with a hose.

FIGURE 14. REMOVAL OF CHEMICALLY CONDITIONED SLUDGE AFTER DEWATERING OVER GEOTEXTILE MEMBRANE

Sludge Dewatering Model

A multiple linear regression was performed on the data collected at the Fredericton STP to build a model that would relate sludge-cake solids content to several independent variables. A list of potentially important independent variables (and several different combinations of these variables) was complied. The individual factors include loading rate, initial solids content, sludge specific resistance, dewatering time, initial dewatering rate, filtrate volume and membrane type. A stepwise technique was performed to screen out the insignificant independent variables. Linear and multiplicative models were examined. The best model obtained is shown below:

$$y = 2.08\ x_1^{0.0529}\ x_2^{0.169}\ x_3^{0.804}\ x_4^{-0.188}$$

in which
- y = solids content in sludge-cake (% by weight)
- x_1 = type of geotextile membrane (arbitrary index based on rigidity of fabric: 1 = TERRAFIX 200R; 2 = TERRAFIX 240R; 3 = TERRAFIX 270R; 4 = TERRAFIX 370RS)
- x_2 = dewatering time (min)
- x_3 = initial sludge solids content (% by weight)
- x_4 = surface loading rate (kg/m^2.cycle)

The overall regression is significant (P-value for F-ratio < 0.00005). The four independent variables in the above regression are all very significant (P for t-value < 0.033 for x_1 and < 0.00005 for x_2, x_3, and x_4). The coefficient of determination is 0.836, i.e. approximately 84% of the variation in the dependent variable can be explained by the four independent variables entered in the regression equation.

The regression model really suggests that the solids content in the sludge cake varies directly with the initial solids content, the dewatering time and the rigidity of the membrane, but inversely with the surface loading rate. This conforms with the observations made earlier. Sometimes multicollinearity may obscure the above effects, fortunately not in this case. Specific resistance of sludge or chemical dosage should have some effect on the cake solids content. They did not appear in the regression equation because of the choice of the multiplicative model. The model can be improved by adding an appropriate term to account for the quadratic relationship between cake solids content and sludge specific resistance or chemical dosage.

The significance level for the x_1 variable (membrane type) is lower than those for the other 3 variables. A sensitivity analysis was performed on the effect of x_1 on y. Values were assumed for each independent variable in the model within the range of the experimental data. It was found that changing the values of x_1 to reflect the use of different geotextiles caused a difference of 7.7% in the values of y. This indicates that although there is evidence of some influence of the type of geotextile membrane on the sludge dewatering process, the effect is not very pronounced.

The regression model presented can be used for the design or operation of sludge dewatering boxes treating a similar kind of chemically conditioned co-sludge. For example, for a desirable cake solids content (y), the surface loading rate (x_4) can be estimated for a given type of geotextile membrane (x_1), dewatering time (x_2) and initial solids content (x_3). Knowing the amount of sludge to be dewatered per day, the area of geotextile membrane required can then be estimated. Conversely, the dewatering time (x_2) can be calculated given the other four conditions (x_1, x_3, x_4 and y).

APPLICABILITY OF TECHNIQUE TO PRIVATE AND MUNICIPAL SEWAGE TREATMENT PLANTS

The results of this study demonstrate that geotextile membranes can be used effectively for dewatering sludge, especially chemically conditioned sludge. The technique is simple; the capital cost is low (< $100/box). The method is best suited to small sewage treatment plants where waste sludge is not excessive for disposal. The use of a plastic drainage system capable of supporting small motorized equipment may also permit the implementation of this technique to larger sewage treatment plants. Geotextile membranes may also be used as a filtering medium in sludge drying beds when proper graded sand is not available.

The main concerns in sludge processing and disposal are how much to waste, when and even where to dispose of the product. In many instances, and particularly in small treatment plants, the excess sludge is wasted on an annual basis with the help of a vacuum truck. This sludge is sometimes transported to a privately owned septage disposal site. In other sewage treatment plants, sludge is pumped to sand drying beds during warmer periods. Without sludge concentration and treatment (e.g. using digesters), a large amount of low-concentration activated sludge has to be wasted. Also, noxious odours from the drying beds may be released for prolonged periods each time when sludge is wasted. The use of small-scale dewatering boxes has the advantage of a daily wasting program that will not be detrimental to the treatment process. Also the relatively small amount of final sludge to be wasted each day will not produce enough offensive odours to cause neighbourhood complaints. The only criticism one might have is the daily labour that the method requires.

Experience gained at the two sewage treatment plants indicates that each dewatering box can be cleaned and refilled in 10 min. Without chemical conditioning of sludge prior to dewatering, the cycle time of operation is about 1 d. This can be included as part of the daily maintenance required for a typical treatment plant. In the case of chemically conditioned sludge, a dewatering cycle time of 3 h would be adequate. Depending on the number of work shifts per day, there can be 4-8 cycles of operation in 24 h. This may add a fair amount of work to the operators. In many instances, the work load for the operator is split among many duties. The amount of time the operator can spare for the additional work may be limited.

Consider the geotextile membrane requirements of some small to medium size sewage treatment plants. First, assume a small community of 1000 people. For plants employing the contact stabilization process and aerobic digestion as the Oromocto West STP, it has been estimated that 15 sludge dewatering boxes, each with an area of 1 m^2, will be required. This is based on an optimum surface loading rate of 0.95 kg solids/m^2.cycle and 1-d drying time for easy cake removal by hand. Next, consider a population of 40 000. The use of dewatering boxes and manual operation would be impractical because the area requirement of geotextile membranes would be too large.

For plants similar to the Fredericton STP employing a conventional activated sludge process and chemical conditioning of co-sludge, the area requirement of geotextile membranes for sludge dewatering will be much less. Three 1-m^2 dewatering boxes may be adequate for a plant serving 1000 people. This is based on a surface loading rate of 10 kg/m^2.cycle and 4 cycles/d. For a population of 40 000, about 91 m^2 of geotextile membrane will be required. In this case, using a mechanical device to remove the sludge cakes would be very desirable.

To be of any benefit, the method of dewatering sludge on membranes has to be used in a clean environment setting, where the dried sludge can be used as a resource rather than being a pollutant. With this method of dewatering sludge, small quantities of sludge cake are produced each day and would be ideal for small composting operations. If this available resource is not utilized, waste sludge will be considered as an end product that has to be disposed of.

CONCLUSIONS

The following conclusions can be drawn under the conditions studied:

1. Geotextile membranes can be used effectively for dewatering sludge, especially chemically conditioned sludge. The simple box technique used in this study can be best applied to small-scale sewage treatment plants because of the low surface area requirement and low capital cost. The use of chemical conditioners and mechanical sludge cake removers can allow the designer to expand the application of geotextile dewatering technology to medium-sized communities.

2. Aerobically digested sludge (without chemical conditioning) from the Oromocto West STP was dewatered outdoors using two geotextiles: TERRAFIX 270R and 370RS. From 119 tests performed in summer (temperature ~ 20-30°C) at an average surface loading rate of 1.1 kg/m^2.cycle and an approximate drying time of 1 d, the mean cake solids content and mean cake thickness were 9.2% and 14 mm, respectively.

3. Chemically conditioned co-sludge from the Fredericton STP was dewatered indoors using four geotextiles: TERRAFIX 200R, 240R, 270R and 370RS. From 16 tests performed at an average surface loading rate of 8.6 kg/m^2.cycle, the mean cake

solids content and mean cake thickness after dewatering for 2 h (1 d) were 12.6% and 79 mm (14.1% and 74 mm), respectively. For practical purposes, a cycle time of 3 h would be adequate for this type of sludge. The optimum chemical dosage for maximum cake solids content was found to be 7.9 g $FeCl_3$/L sludge, with sufficient lime added for alkalinity and disinfection purposes.

4. Cake solids content varied directly with dewatering time, the initial solids content and the rigidity of the geotextile, but inversely with surface loading rate. These four significant independent variables explained 83.6% of the variation in cake solids content in a multiplicative regression model.

5. Figure 8 can be used for the design or operation of sludge dewatering boxes equipped with geotextile membranes for aerobically digested sludge without chemical conditioning with the objective of easy cake removal. An empirical value of surface loading rate for this type of sludge can be set at 0.95 kg/m^2·cycle. For chemically conditioned co-sludge, the regression model presented can be used for the estimation of any of the five variables mentioned in item 4 above given the other four.

6. More rigid geotextile membranes are usually more durable and facilitate easy cake removal. Normally, sludge cakes can be removed from the membrane by a folding and peeling action or by shovelling. Cakes formed from the dewatering of chemically conditioned sludge were especially easy to remove. The geotextile membranes should be freed from dried sludge particles and cleansed with water jets before reloading with liquid sludge.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to thank the personnel in the Oromocto West Sewage Treatment Plant and the Fredericton Area Water Pollution Control Commission Sewage Treatment Plant for their permission to use the facilities at their sites. Thanks are also due to the technicians in the Engineering Workshop, University of New Brunswick, for their assistance in the fabrication of the sludge dewatering devices and to Arrow Construction Products Ltd., Fredericton, N.B. for the supply of the geotextiles for use in this study. This paper has been presented at the 15th International Symposium on Wastewater Treatment and the 4th Workshop on Drinking Water held on November 17-19, 1992, in Montreal, Quebec.

REFERENCES

Arceivala, S.J. (1981). Wastewater treatment and disposal. Marcel Dekker, New York, NY.

Am. Pubic Health Assoc. (APHA), Am. Water Works Assoc. and Water Pollut. Control

Fed. (1989). Standard methods for the examination of water and wastewater, 17th Ed. APHA, Washington, D.C.

Barnes, B.B. (1988). Sludge disposal in New Brunswick. N.B. Department of Municipal Affairs and Environment.

Buisson H. and Rollin A.L. (1989). The use of geosynthetics as bacteria support in fixed film bioreactors. *American Society of Agricultural Engineering Quebec symposium*, Quebec.

Eckenfelder, W.W. and Santhanam, C.J. (1981). Treatment and disposal of wastewater sludges. Marcel Dekker, New York, NY.

Eckenfelder, W.W. (1989). Industrial water pollution control. McGraw-Hill, Inc., New York, NY.

Giroud, J.P. and Carroll, R.G., Jr. (1983). Geotextile products. Geotextile fabrics report.

Metcalf and Eddy (1991). Wastewater engineering - treatment, disposal and reuse. 3rd Ed., McGraw-Hill, New York, NY.

Reynolds, T.D. (1982). Unit operations and processes in environmental engineering. PWS-Kent Publishing Co., Boston, MA.

Theriault, S.M. (1992). The use of geotextile membranes for the dewatering of aerobically digested sludge. M. Eng. report, University of New Brunswick, Fredericton, N.B., Canada.

PROPERTIES OF ANAEROBIC GRANULAR SLUDGE AS AFFECTED BY YEAST EXTRACT, COBALT AND IRON SUPPLEMENTS

Chunfang Shen, Naim Kosaric and Roman Blaszczyk
Department of Chemical and Biochemical Engineering
The University of Western Ontario
London, Ontario, CANADA, N6A 5B9

SUMMARY

The effect of yeast extract, iron and cobalt on anaerobic granules grown in 8 laboratory-scale UASB reactors was investigated using factorial design. The experiment was performed in three periods in which different COD loading rates were applied to the reactors. The COD digestion rate and specific activity of bacteria were positively affected by the supplement of iron and cobalt in the feed under high COD loading rate. Yeast extract had a very positive effect on the bacterial growth rate, but no significant effect on the specific activity of bacteria. With iron supplement, excellent COD digestion rate can be maintained in the reactors.

More compact granules developed in the reactors in which yeast extract was not supplied. These granules had higher calcium concentration and better settling properties. Settling properties of granules were related to the inorganic precipitates inside the granules. Iron and cobalt contents in the granules decreased throughout the whole study period, however, the percent of calcium increased rapidly when granules were under high COD loading rate. Comparison of iron concentration in granules and in pure methanogenic cultures suggests that bacteria grown under high COD loading rate and without iron supplement could be iron deficient.

Key words: anaerobic wastewater treatment, UASB reactor, trace elements, yeast extract, methanogenic bacteria

INTRODUCTION

An active and well settled granular sludge, which stays in the reactor up to a certain upflow velocity, is a prerequisite for the Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASBR) operation. Under these conditions a high concentration of biomass in the reactor can be provided and high digestion rate is maintained.

Many metals are involved in important enzymatic activities. Iron seems to be involved in energy metabolism as cytochrome and ferredoxin in methylotrophic methanogens and in some enzymes as iron-sulfur proteins. A large portion of cobalt has been suggested to be present in corrinoids (vitamin B_{12} derivatives), which are involved in the activity of methyl transferase and co-dehydrogenase. It has been reported that yeast extract is a good source of "vitamin B_2 complex" and some mineral salts. Yeast extract is a good micronutrient for bacterial growth. However, the cost of yeast extract as nutrient in industrial scale is high, and replacement of yeast extract with other low-cost chemicals is very beneficial in industry.

Inorganic precipitates, like sulfide and carbonate salts, could serve as supports for adhesion of anaerobic bacteria. These inorganic precipitates might contribute to stabilization of bacterial aggregates within granules. Inorganic precipitates also have high density. Therefore, the inorganic precipitates contribute not only to settling characteristics but also to granule stability.

Trace element deficiencies have been reported by a number of researchers. Takashima et al. (1989) and Oleszkiewicz (1989) reported that high active and well settled granules only developed under the supplement of Fe, Ni and Co.

The aim of this experiment was to investigate the effect of the supplement of yeast extract, cobalt and iron on COD digestion rate, specific activity and settling properties of granules formed in UASB reactors.

MATERIALS AND METHODS

Synthetic feed was used in this experiment. The feed composition is presented in Table 1.

TABLE 1. COMPOSITION OF SYNTHETIC FEED

Medium	Conc.(mg/l)	TMS	Conc.(mg/l)
Acetic acid	2000	H_3BO_3	50
Propionic acid	500	$ZnCl_2$	50
Butyric acid	500	$CuCl_2.2H_2O$	40
K_2HPO_4	200	$MnCl_2.4H_2O$	500
$(NH_4)_2SO_4$	20	$(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$	50
NH_4HCO_3	650	$AlCl_3$	30
$NaHCO_3$	2250	Concentrated HCl	1 ml
$CaCl_2.2H_2O$	73.5		
Yeast extract	100		
NaOH	For pH adjustment		
TMS	2 ml		

TMS - Trace Metal Solution

Eight laboratory scale UASB reactors with a volume of 1.2 litres each were used in the experiment. The supplement of yeast extract, cobalt and iron salts in the feed for different reactors is presented in Table 2.

TABLE 2. EXPERIMENTAL DESIGN

	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R7	R8
YE	-	+	-	+	-	+	-	+
Fe	-	-	+	+	-	-	+	+
Co	-	-	-	-	+	+	+	+

Note: Concentration of supplied Fe and Co in feed was 1.0 and 0.1 ppm respectively (in chloride form), and it was independent of COD concentration. Concentration of yeast extract was varied with COD loading rate, see Table 1.

The experiment was carried out in three periods. In the first period, the COD loading rate was maintained at 13.8 g COD/litre/day for 28 days. At the end of this period, part of granules in the reactors were removed, and the COD loading rate was gradually increased to 27.7 g COD/litre/day within 14 days (period 2). After period 2, part of granules in the reactors were again removed and COD loading rate was increased rapidly from 13.8 to 39.6 g COD/litre/day in 14 days (period 3, see Fig. 1). At the end of each period, the total suspended solids (TSS) and total volatile suspended solids (VSS) were measured, and the trace element composition in the granules from each reactor was also determined.

Settling properties of granules were evaluated by the fractions of granules exited under certain upflow velocities in a fractionating device (Andras et al., 1989). Metal analysis was performed with atomic absorption spectrometer. TSS and VSS were measured by a standard

method. Chemical oxygen demand in feed and effluent was measured by the method of Knetchel (1977).

RESULTS

Reactor performance

In the periods one and two, the COD digestion rate in each reactor was excellent (higher than 94%) and no significant difference between the reactor performances was observed. However, after period two, when the COD loading rate was increased rapidly and up to 39.6 g COD/litre/day, the COD digestion rate in the reactors in which iron was not supplied decreased. The COD loading rate and digestion rate in each reactor during period three are shown in Fig. 1 and 2.

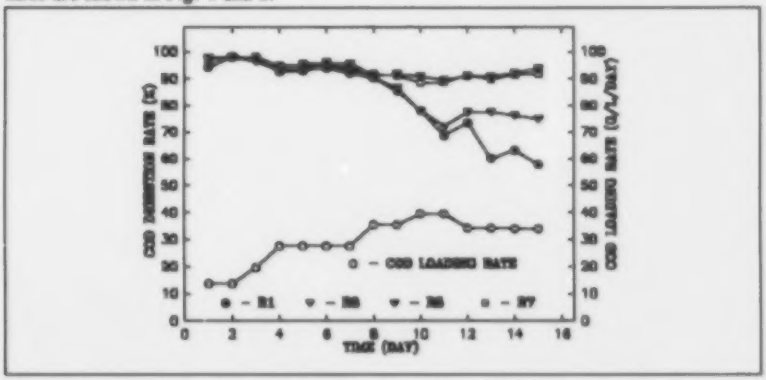


FIG. 1 COD LOADING RATE AND COD DIGESTION RATE IN THE REACTORS WITHOUT YEAST EXTRACT SUPPLEMENT

At the end of the third period, the COD digestion rates from R1 to R8 were 57.8, 77.7, 93.9, 96.0, 75.1, 84.6, 93.0 and 96.7% respectively. The effects of the supplement of yeast extract, iron and cobalt on the COD digestion rate in the factorial design were analyzed and modelled in equation 1.

$$\% \text{ COD digestion rate} = 84.4 + 4.4xYE + 10.6xFe + 3.0xCo - 3.0xYExFe - 1.1xYExCo - 3.1xFexCo + 1.5xYExFexCo \quad (1)$$

Mathematical modelling, as represented by equation 1, shows that the main effects of yeast extract, iron and cobalt on the COD digestion rate are 4.4, 10.6 and 3.0 percent respectively. The inter-effects between yeast extract and iron, yeast extract and cobalt, iron and cobalt on COD digestion rate are negative: -3.0, -1.1 and -3.1 respectively. However, from the biological point of view, when the environmental conditions are identical for all reactors, the COD digestion rate is only related to two factors: the amount of bacteria (VSS) and specific activity of bacteria. The initial and final total VSS, and also the increased VSS in each reactor in each period are presented in Table 3 which shows that the growth rate of bacteria was significantly affected by the supplement of yeast extract.

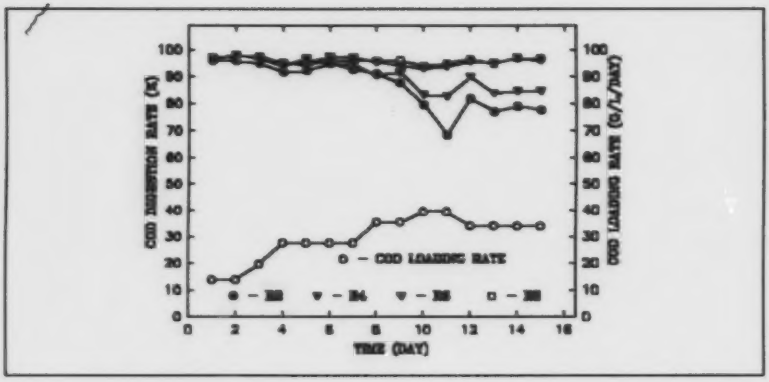


FIG. 2 COD LOADING RATE AND COD DIGESTION RATE IN THE REACTORS WITH YEAST EXTRACT SUPPLEMENT

TABLE 3. INITIAL AND FINAL TOTAL VSS, AND INCREASED VSS IN EACH REACTOR IN EACH PERIOD

	Period I			Period II			Period III		
	VSS_0	VSS_f	ΔVSS	VSS_0	VSS_f	ΔVSS	VSS_0	VSS_f	ΔVSS
R1	12.6	17.4	4.8	10.2	15.3	5.1	10.9	14.5	3.6
R2	12.6	21.5	8.9	11.7	17.9	6.2	11.5	18.4	6.9
R3	12.6	17.9	5.3	10.5	15.4	4.9	10.5	17.1	6.6
R4	12.6	18.9	6.3	10.5	16.4	5.9	10.3	19.4	9.1
R5	12.6	16.7	4.1	10.0	14.6	4.6	10.5	16.6	6.1
R6	12.6	20.1	7.5	10.7	16.0	5.3	10.6	18.4	7.8
R7	12.6	18.3	5.7	10.5	14.8	4.3	10.4	17.4	7.0
R8	12.6	20.9	8.3	11.1	16.7	5.6	10.3	19.2	8.9

Nutrient supplement: R1: none, R2: YE, R3: Fe, R4: Fe, YE, R5: Co, R6: Co, YE, R7: Fe, Co, R8: Co, Fe, YE

The specific activity of bacteria in the reactors could be affected by trace nutrients (e.g. trace elements), which may be deficient in bacteria. The specific activity of bacteria (g COD/(g VSS)/day) was defined as the amount of converted COD divided by total VSS in the reactor, which was 1.63, 1.73, 2.25, 2.03, 1.84, 1.88, 2.17 and 2.06 g COD/(g VSS) /day) for the reactors R1 to R8, respectively. The effects of yeast extract, iron and cobalt on the specific activity of bacteria are shown in equation 2.

$$\text{Specific activity of bacteria} = 1.95 - 0.024xYE + 0.18xFe + 0.039xCo - 0.059xYExFe + 0.006xYExCo - 0.051xFexCo + 0.021xYExFexCo \quad (2)$$

According to this equation iron and cobalt had a positive effect on the activity of bacteria. A weak negative effect was found from the yeast extract. A negative interaction exists between iron and yeast extract, and cobalt.

Settling properties of granular sludge

At the end of the third period, granules from each reactor were fractionated into five fractions under four velocities. The general settling properties of the granules from different reactors were evaluated by the upflow velocity corresponding to 50% washout of the sludge (V_{50}), which was determined from the cumulative plot (not shown, similarly as described by Andras et al., 1989). The V_{50} gives a clear representation of granular settling properties from all reactors (Fig. 3).

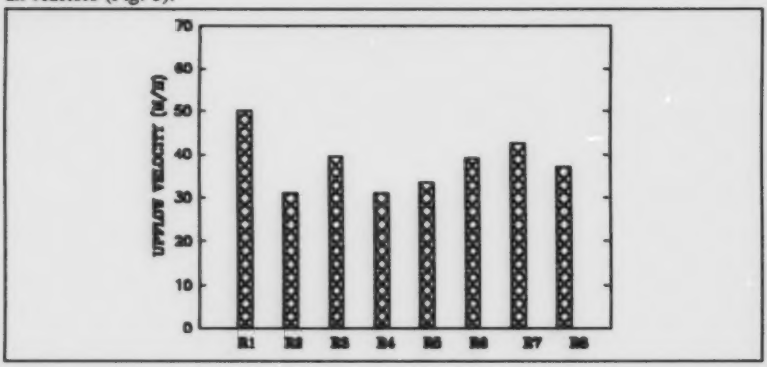


FIG. 3 WATER UPFLOW VELOCITIES CORRESPONDING TO 50% SLUDGE WASHOUT

Trace elements

The activity of granules was affected by the bioavailability of trace elements in the feed. The settling properties of granules were also affected by the presence of trace metals in the granules. Composition of some trace elements in the seeding granules and the granules from the reactors at the end of period 3 is presented in Table 4. The concentration of Ni, Co and Fe in the granules decreased throughout the whole study, and the concentration of calcium increased steadily, especially for the granules from the reactors in which yeast extract was not supplied and during period 3. Scanning electron micrographs indicate that *Methanothrix*-like rod organisms are dominant in the granular sludges from all reactors

TABLE 4. TRACE ELEMENTS IN GRANULES

Sample	Ni	Co	Fe	Ca
Seeding granules	1.43	0.46	7.93	6.17
At end of period 3				
R1	0.55	0.14	1.59	19.7
R2	0.48	0.13	1.58	9.50
R3	0.45	0.11	2.96	15.8
R4	0.55	0.13	3.04	5.79
R5	0.57	0.46	1.59	9.42
R6	0.55	0.43	1.54	7.42
R7	0.46	0.39	2.87	17.1
R8	0.44	0.39	3.02	6.47

Note: Concentration of metals is in mg /(g dried solids)
Nutrient supplement: R1: none, R2: YE, R3: Fe, R4: Fe, YE, R5: Co, R6: Co, YE, R7: Fe, Co, R8: Co, Fe, YE

(picture not shown here).

DISCUSSION

Equations 1 and 2 indicate that the bacteria, grown in some reactors under high COD loading rate, may be iron and/or cobalt deficient. The optimum concentrations of iron and cobalt for different methanogenic bacteria were reported from 0.28 to 50 mg/l, and from 0.015 to 5 mg/l respectively (Takashima & Speece, 1990). When the feed was not supplied with iron and cobalt, the concentration of iron and cobalt from the impurity of used chemicals was about 0.09 and 0.02 mg/l respectively in the feed with COD concentration of 4200 mg/l. On the other hand, not all iron and cobalt in the feed may be bioavailable since the soluble metals in reactor are usually considered bioavailable, and being affected by precipitation, chelation et al. (Callander et al., 1983). When the COD loading rate reached the values of 39.6 g COD/litre/day in period 3, the iron content in the granules without the supplement of iron was down from 0.8% to 0.16%, which is near to the iron concentration with an average value of 0.11 - 0.15% in the pure methanogenic culture (Scherer et al., 1983). Moreover, not all iron in the granules is used by bacteria for their composition, some iron appears as an inorganic precipitate. This suggests that the bacteria grown in the reactors without iron and cobalt supplement may be iron and/or cobalt deficient. Iron and cobalt play important roles in enzymatic activity as mentioned previously. When bacteria are under iron and /or cobalt deficiency, their specific activities are lower than that of the bacteria grown under normal conditions. The low specific activity of bacteria grown in the reactors without the iron and/or cobalt supplement in this experiment may also support that these bacteria were iron and/or cobalt deficient. The COD digestion rate in the reactors without iron supplement decreased rapidly when the COD loading rate reached 39.6 g COD/litre/day (Fig. 1 and 2), and the COD digestion rate was not recovered after the COD loading rate decreased. The growth rates of bacteria in these reactors were also low in period three. This may be partly caused by the inhibition of high COD in the effluent.

Yeast extract is considered as organic micronutrients in the medium. It provided vitamins, especially vitamin B_2 complex. When yeast extract was supplied in the reactors, bacterial growth rate was high and more bacteria were maintained in the reactors (Table 3), and COD digestion rate was high. Therefore, yeast extract showed a positive effect on the COD digestion rate. The results of reactor performance and specific activity of bacteria indicate that supplement of yeast extract can improve the COD digestion rate in the reactors, even though it does not show a positive effect on the activity of bacteria. The key function of yeast extract is that it enhances the bacteria growth rate in the reactor.

The calcium precipitates, $Ca_3(PO_4)_2$ or $Ca_5OH(PO_4)_3$ with high molecular weight as reported by Grotenhuis et al. (1991), have a more pronounced effect on density than the iron sulfide. A good correlation ($r=0.827$) was found between the V_{30} and ash of the granules from different reactors. Hulshoff Pol et al. (1986) also reported a good correlation between the density and ash content of the granules ($r^2=0.943$).

The concentrations of Ni, Co and Fe were low in the granules from the reactors at the end of the third period. This may explain that inorganic nutrients, like Ni, Co and Fe, were limited under high COD loading rate. The bacteria grown under these conditions did not obtain enough minerals for their growth, therefore, their concentrations in the granules were low. On the other hand, calcium concentration was high in the feed under high COD loading rate, so it had more opportunity to compete with iron and cobalt to bind with granules or bacteria, and form calcium precipitates.

CONCLUSIONS

1. COD digestion rate in the reactors was positively affected by the supplement of yeast

extract, iron and cobalt under a high COD loading rate. The effect from the above three nutrients can be replaced by each other up to certain levels.
2. Methanogenic bacteria could be iron and/or cobalt deficient when grown in a medium without iron and cobalt. The supplement of iron and cobalt in the feed can improve the specific activity of bacteria. Addition of yeast extract only enhances the bacterial growth rate, and has no significant effect on the specific activity of bacteria.
3. When bacteria are under high growth rate, the developed granules are less compact. Settling properties of granules are significantly affected by the inorganic precipitates inside the granules.
4. With the supplement of iron, good reactor performance can be maintained even without the addition of yeast extract. Supplement of yeast extract in the feed is not necessary.

REFERENCES

Andras E, Kennedy KJ, and Richardson DA (1989) Test for characterizing settleability of anaerobic sludge. Environ. Technol. Lett. 10:463-470

Callander IJ, and Barford JP (1983) Precipitation, chelation and the availability of metals as nutrients in anaerobic digestion. I. Methodology, Biotechnol. Bioeng. 25:1947-1957

Grotenhuis JTC, van Lier JB, Plugge CM, Stams AJM and Zehnder AJB (1991) Effect of ethylene glycol-bis(β-aminoethyl ether)-N,N-tetraacetic acid (EGTA) on stability and activity of methanogenic granular sludge. Appl. Microbiol. Biotechnol. 36:109-114

Hulshoff Pol LW, van de Worp JJM, Lettinga G and Beverloo WA (1986) Physical characterization of anaerobic granular sludge. In: Anaerobic treatment. A grown-up technology, Aquatech'86, Amsterdam. p. 89-101

Knetchel RJ (1977) A more economical method for the determination of chemical oxygen demand. Water and Waste Eng. 14:25-27

Oleszkiewicz JA (1989) Granulation in anaerobic sludge bed reactors treating food industry wastes. Biol. Wastes 27:217-235

Scherer P, Lippert H and Wolff G (1983) Composition of the major elements and trace elements of 10 methanogenic bacteria determined by inductively coupled plasma emission spectrometry. Biol. Trace Elem. Res. 5:149-163

Takashima M and Speece RE (1989) Mineral nutrient requirements for high-rate methane fermentation of acetate at low SRT. J. Water Pollut. Control Fed. 61:1645-1650

Takashima M and Speece RE (1990) Mineral requirements for methane fermentation. Crit. Rev. Environ. Control, 19:465-479

Le compostage des fumiers de bovin laitier par aération forcée

par

M.B. L'HEUREUX
Ingénieur-professeur
Institut de technologie agro-alimentaire
La Pocatière (Québec)
G0R 1Z0

15ème Symposium international
sur le traitement des eaux usées

RÉSUMÉ

Un premier système de compostage par aération forcée, développé à l'I.T.A. de La Pocatière, fonctionne suivant le principe d'une circulation horizontale de l'air entre deux conduits (pression et vacuum). Il permet de recycler l'air vicié ainsi que la récupération d'énergie. Ses deux ventilateurs de 7,5 kW permettent de composter 135 m³ de fumier de bovin, en 18 jours, au coût de $5.07/m³ et qui pourrait descendre à $2.26 avec la récupération d'énergie.

Un deuxième système, aussi par aération forcée, fonctionne suivant une circulation verticale de l'air. Il est amené par 6 conduits dans un lit de copeaux de bois sous la masse de fumier. Ses 6 ventilateurs de 0,25 kW permettent de composter 72 m³ de fumier, en 30 jours, au coût de $5.62/m³.

Un troisième système constitué d'andains, aéré deux fois en 4 mois (à l'aide d'un épandeur), servait de comparaison. Il a permis de composter 80 m³ de fumier, en 120 jours, au coût de $8.29/m³.

Chez un agriculteur, dans une gestion globale des fumiers les coûts de production pourraient être de 0 à $2.00/m³ avec les gros ventilateurs, de $1.50/m³ avec les petits ventilateurs et de $5.00 avec les andains.

Le procédé avec les gros ventilateurs est préférable aux deux autres principalement au niveau:

- du rendement;
- du coût de production;
- de la protection de l'environnement;
- des éléments fertilisants.

INTRODUCTION

Le stade embryonnaire des installations d'entreposage et de traitement des quelque 20 millions de tonnes de fumier de bovin au Québec, les coûts de leur gestion, leur potentiel agronomique ainsi que la pollution diffuse qui en résulte nous ont incité à rechercher de nouvelles avenues pour leur gestion.

Le premier pas.

La première fosse d'entreposage et de compostage, sol et géotextile (Texel #7618), a été édifiée en 1987 (3 000 m^3 de solide et 1 200 m^3 de liquide), tel qu'illustré à la figure 1. Elle a permis des économies de 50% par rapport aux fosses conventionnelles en béton.

Le deuxième pas.

Un projet de compostage rapide des fumiers en fosse par aération forcée a été développé; il constituera d'ailleurs la majeure partie de cette présentation.

Le troisième et dernier pas.

L'ensemble de ces travaux devrait permettre le développement d'un système de traitement des fumiers (compostage et entreposage) chez l'agriculteur. Ce procédé s'effectuerait en continu, sans manutention supplémentaire et son coût se situerait dans les limites des installations actuelles d'entreposage. Le produit obtenu serait plus stable, d'une efficacité agronomique supérieure et avec moins d'impacts environnementaux négatifs.

OBJECTIFS

Les objectifs de la présente étude sont:

1) Concevoir et mettre au point un procédé de compostage rapide par aération forcée des fumiers solides.

2) Comparer et évaluer la performance de trois méthodes d'aération pour le compostage des fumiers de bovin (temps, qualité, coût).

3) Évaluer le potentiel de récupération d'énergie associé à l'aération forcée.

REVUE DE LITTÉRATURE

G.B. Wilson (1980) met au point le procédé "Beltsville" pour le compostage des boues de station d'épuration en andain avec aspiration d'air à travers la masse. M. Finstein et al (1982 à 1987) élaborent le procédé d'aération par pression d'air sous les andains de façon à créer un refroidissement des masses, favorisant ainsi le développement des bactéries. En Europe, L. Berthelsen et al (1984), mettent au point un procédé de compostage en chambre par aération forcée incluant un système de récupération d'énergie. O. Tjernshaugen (1982) élabore un procédé de compostage des fumiers liquides de vache avec récupération d'énergie.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Deux méthodes par aération forcée et une par aération mécanique constituaient l'ensemble de l'étude (figures 2 et 3).

Équipement.

Les deux méthodes d'aération privilégiées étaient constituées:

1) D'un premier système à deux gros ventilateurs Dayton de 7,5 kW débitant 1,4 m^3/s d'air (à une pression statique de 1,5 cm de mercure) dans deux conduits triangulaires permanents (1,4 m H x 0,9 m L x 8,0 m L) espacés de 4 m. Un ventilateur fonctionne en pression positive pendant que l'autre est en pression négative (vacuum), interchangée à toutes les 4 ou 6 heures, permettait la récupération de l'énergie dégagée par le processus de biodégradation et de la stocker sous terre (figure 4).

2) D'un deuxième système à six petits ventilateurs Dayton de 0,25 kW débitant chacun 0,06 m^3/s d'air (à une pression statique de 1,0 cm de mercure) dans six conduits temporaires en polyéthylène (diam. 100 mm), de 5,0 m L, séparés de 1,0 m (figure 5).

La méthode par aération mécanique (andain) ne nécessitait pas d'équipement installé en permanence sur le site.

Un système de prise de données et de contrôle informatisé combiné à 45 capteurs (ADC-590) assurait le bon déroulement des opérations.

Type de fumier.

Les fumiers de bovin ayant deux taux de litière différents (4 kg/a.j. et 2 kg/a.j.) principalement à base de paille ont été soumis à l'expérimentation.

Période.

Les deux expériences vont de novembre 1989 à mars 1990.

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Fumiers de bovins à 2 kg/a.j.

En raison d'un ensemble de circonstances (temps d'entreposage trop long, conditions climatiques très rigoureuses...) et du fait que la marge de manoeuvre est très étroite avec ce taux de litière, aucune des trois méthodes a donné de résultats satisfaisants (à reprendre en modifiant la méthodologie).

Fumiers de bovin à 4 kg/a.j.

Biodégradabilité.

Les valeurs moyennes relatives en pourcentage des principaux paramètres physico-chimiques apparaissent au tableau 1 ainsi que leur évolution lors du processus de compostage (regroupe l'ensemble des fumiers dans les trois techniques).

En général, les paramètres physico-chimiques de ces fumiers favorisent un bon développement bactérien. Par contre, la biodégradation optimale (vitesse de compostage) ne sera obtenue qu'en fonction d'une aération refroidissante suffisante (bien dispersée grâce à une bonne porosité), évaluée à 0,08 m^3/s par tonne de matière sèche (0,02 m^3/s par tonne de fumier humide). A ce taux, l'oxygénation est excédentaire aux besoins. Les gros ventilateurs respectaient ces débits tandis que les petits ventilateurs ne satisfaisaient qu'à demi les

besoins de refroidissement, mais avec une bonne oxygénation. Les andains ne sont absolument pas satisfaits (refroidissement et oxygène), soumettant des parties de la masse à des conditions anaérobies.

Les trois techniques expérimentées ont donné de bons résultats permettant d'obtenir un compost jeune, d'aspect physique semblable et s'ouvrant à une utilisation générale à la ferme confirmée par l'absence d'inhibition et phytotoxicité à la germination et à la croissance lors d'essais en serre. Par contre, la vitesse de compostage est très différente: 18 jours pour les gros ventilateurs, 30 jours pour les petits et 120 jours pour les andains.

Évolution des températures.

L'évolution du processus peut être interprétée à partir de l'évolution des températures si leurs mesures s'effectuent sous un flux de chaleur dynamique évacué important, garantissant une bonne activité microbienne.

La figure 6 comporte 3 courbes des températures moyennes de chacune des masses en compostage, superposées à la courbe idéalisée de l'évolution des températures moyennes d'une masse de fumier en biodégradation optimale. Cette dernière a été conçue à partir des données, observations et conclusions des procédés expérimentés.

Pour obtenir une bonne hygiénisation, une biodégradation optimale et un minimum de perte des éléments N et K, la courbe des moyennes des températures devrait non seulement s'approcher et suivre le profil de la courbe idéalisée mais témoigner du fait que les températures dans les différentes parties de la masse ne soient pas disproportionnées.

Évolution des principaux paramètres chimiques.

L'évolution des résultats d'analyse chimique a permis de tracer des profils de concentration des principaux éléments (N, P, K, Mg).

Les figures 7 et 8 montrent les variations dans les profils. On remarque une augmentation (gains) des concentrations de 25 à 35% durant le premier mois

correspondant à une diminution approximative de 30% de la matière sèche; les bactéries atteignent leur développement maximal, immobilisant une bonne partie des éléments. C'est ici que nous avons le potentiel fertilisant maximum correspondant à un compost jeune, accompagné d'une perte de volume d'environ 40%. Au cours des 2e et 3e mois, des pertes importantes pour N et K (très différentes d'une technique à l'autre) et qui se stabiliseront par la suite, résultant possiblement de la baisse et stabilisation de l'activité microbienne, du retournement et du développement de conditions anaérobiques dans certaines parties des andains en particulier. Alors s'exercent particulièrement, durant cette période, le lessivage, la volatilisation et la dénitrification.

Pertes et gains absolus des principaux éléments.

Le tableau 2 fixe les pertes et gains absolus des principaux éléments et établit un parallèle entre les trois procédés. Les calculs ont été faits à partir des résultats d'analyse en tenant compte d'une perte de matière sèche évaluée à 30% à la fin de la phase thermophile et d'une perte de 40% après 5 mois de maturation. Les valeurs obtenues ont été confirmées par une 2e méthode utilisant le magnésium (élément stable et sans perte sensible dans le processus) dans l'établissement des rapports C/Mg, N/Mg et K/Mg et dans l'évolution de leurs variations.

Cet aspect est très important pour l'agriculture, car il fixe la valeur fertilisante du produit. Il est aussi très important pour l'environnement, car il modifie la qualité du milieu. Quelques suggestions peuvent en être tirées:

- compostage en continu,
- manutention minimale
- aération suffisante,
- phase thermophile la plus courte possible,
- récupération de l'air vicié,
- récupération des liquides de suintement,
- utilisation du compost jeune,
- recouvrement des masses.

Rendement.

La différence entre les trois techniques est très marquée sur le plan du

rendement (ratio) c'est-à-dire le volume de fumier traité annuellement par unité de surface utilisée. Le volume traité à chaque séquence ainsi que le temps de séjour sont les facteurs dominants. Le tableau 3 montre les performances de chacun des systèmes à ce niveau. Le système des gros ventilateurs permet de traiter sur une même surface 22 fois plus de fumiers qu'avec les andains et 3 fois plus qu'avec les petits ventilateurs. Cela veut dire que l'unité de compostage par gros ventilateurs occuperait une surface très petite (environ 25 à 30 m^2) chez un agriculteur moyen (environ 60 U.A.)

Récupération énergétique.

Seul le système par gros ventilateurs permettait cette récupération. Une évaluation sommaire (à partir des données de 1989-90, des données préliminaires d'expériences subséquentes ainsi que sur des déductions et estimations) permet d'envisager trois scénarios différents:

1) Le système original du projet, c'est-à-dire totalement ouvert aux intempéries.

2) Le système de base, mais partiellement fermé.

3) Le système de base, mais hermétique et isolé.

Le tableau 4 fait la synthèse des valeurs moyennes calculées et retenues pour chacun des scénarios. Elles sont valables pour 7 des 12 mois (octobre à mai).

Il y a sûrement un intérêt à récupérer l'énergie pouvant servir principalement à réchauffer les bâtiments d'élevage.

Coût de production.

Les coûts d'investissement et autres ont été évalués comme si les systèmes avaient été mis en place chez un agriculteur. Les coûts fixés comprennent les achats d'instruments, les constructions, la main-d'oeuvre, un amortissement différentiel sur 5 ou 10 ans. Les coûts variables comprennent le matériel

périssable, l'entretien-réparation, la manutention et la consommation énergétique.

Les coûts reliés à la recherche (équipement particulier, expertise à développer, etc.) ont été écartés.

Le tableau 5 résume les principaux paramètres de cette étude économique.

Dans un processus global de gestion des fumiers d'un agriculteur (de l'étable aux champs), contrairement à l'évaluation pour cette expérimentation qui ne tient compte que du procédé de compostage avec travail à forfait, si l'on suppose que la diminution de manutention à l'épandage des composts (environ 30 à 40%) par rapport aux fumiers verts équivaut à la manutention supplémentaire durant le procédé de compostage, les coûts d'opération pour les trois techniques diminueraient d'au moins 50%. L'agriculteur pourrait s'attendre à des coûts de production de 0 à $2.00 par mètre cube de fumier à traiter avec les gros ventilateurs, à $1.50 avec les petits ventilateurs et à $5.00 avec les andains.

CONCLUSION

À la lumière des travaux effectués lors de cette étude, plusieurs conclusions s'imposent. Elles sont:

1) Outre les paramètres physico-chimiques déjà mentionnés, la porosité influencée par le type et taux de litière et le temps d'entreposage a beaucoup d'influence sur la circulation d'air.

2) Un débit d'air de 0.02 $m^3/s.$ ton. de fumier humide sous une pression statique de 1 à 2 cm de mercure semble suffisant.

3) En aération naturelle (mécanique), le nombre de revirements pour arriver à un compostage rapide serait trop grand rendant le processus non rentable et avec une forte perte de N et K.

4) Les courbes d'évolution des températures sont une mesure de la biodégradation si elles s'accompagnent d'un transfert intense du flux de chaleur.

5) Un profil souhaitable de ces températures, ayant une biodégradation optimale montrerait:
   - une élévation rapide des températures (moins de 48 heures),
   - un sommet situé vers les 60°C à 65°C,
   - une baisse progressive sur une quinzaine de jours pour atteindre 45°C,
   - une stabilisation entre 40°C à 45°C pour un certain temps de maturation.

6) Le dimensionnement choisi semble adéquat sauf pour les petits ventilateurs où la puissance devrait atteindre 0.75 kW.

7) Les pertes minimales enregistrées avec le système des gros ventilateurs (6% N et 19% K) après la phase thermophile courte résultent d'une bonne aération refroidissante alimentant un fort développement bactérien.

8) La fin de la phase thermophile est un moment crucial (pour ce compost jeune) pour les raisons suivantes:
   - potentiel fertilisant à son maximum,
   - perte de volume importante,
   - populations bactériennes stabilisées mais encore très actives disposant encore d'une bonne quantité de carbone,
   - sans inhibition ou phytotoxicité pour les grandes cultures, il profiterait d'une interaction sol-plante pour compléter son humification.

9) L'évaluation sommaire du potentiel énergétique laisse entrevoir une récupération nette de l'ordre de 30% à 50% du coût de compostage; ce qui pourrait permettre de descendre le coût d'opération de $5.07/m^3, le plus faible avec le système des gros ventilateurs, jusqu'à $2.26/m^3.

10) Le concept du compostage par air forcé est supérieur aux andains parce qu'il permet:

- de composter en toute saison,
- d'optimiser le processus (temps de biodégradation),
- de réduire la surface primaire de compostage,
- de diminuer considérablement les infrastructures d'entreposage actuelles,
- d'éliminer les pertes d'éléments nutritifs dans l'environnement,
- de s'adapter à n'importe quelle grosseur de ferme.

11) Pour établir une projection des coûts à la ferme on doit tenir compte que:

- l'unité de compostage serait petite (25 à 30 m^3 pour 60 U.A.);
- la surface d'entreposage serait entre 35 à 60% plus petite qu'actuellement (pour ceux qui utilisent déjà 4 kg/a.j. de litière);
- la diminution de la manutention à l'épandage serait d'environ 35%.

À partir des deux hypothèses suivantes:

- le coût d'installation de l'unité de compostage et sa plate-forme d'entreposage serait équivalent au coût actuel de la seule plate-forme;
- la manutention supplémentaire pour le compostage équivaudrait à la diminution de cette dernière à l'épandage.

On a établi les principaux paramètres technico-économiques du compostage à la ferme par aération forcée au tableau 6. Les coûts seraient alors d'environ \$2.00/m^3 de fumier traité par les gros ventilateurs et \$1.50 par les petits si l'on ne tient pas compte de la récupération énergétique.

12) D'autres travaux devront être entrepris pour développer tout le potentiel du système d'aération forcée par gros ventilateurs (pression-vacuum) et d'évaluer les impacts économiques pour l'ensemble des fermes laitières.

PRINCIPALES RÉFÉRENCES

1. BERTHELSEN, L., 1984. Proces parameters for composting heat in solid farm manure, recovery of heat, friction angle. Actes du colloque de la C.E.E. 1984.

2. BRINTON, W.F., 1990. La gestion des déchets agricoles, l'approche par le compostage. Actes du colloque sur le compostage en agriculture, CÉGEP de Victoriaville, 2 et 3 mars 1990.

3. BURGE, W.D., 1983. Monitoring pathogen destruction. Biocycle. March-April 1983, pp 48-50.

4. FINSTEIN, M.S., MILLER, F.C., HOGAN, J.A., STRON, P.F., 1987. Analysis of EPA guidance on composting sludge, part 1-Biological heat generation and temperature. Biocycle January 1987, pp 20-26.

5. CRÉAQ, 1989. Machinerie. Coûts et taux à forfait suggérés. Agdex 740-825, M.A.P.A.Q., Québec.

6. KEMPPAINEN, E., 1987. Effect of litter peat, straw and sawdust on the value of cow manure. Annales Agriculturae Fenniae, 26:79-88.

7. KUTER, G.A., JOITINK, H.A.J., ROSSMAN, L.A., 1985. Effect of aeration and temperature on composting of municipal sludge in a full scale vessel system. Journal water pollution control federation, April 1985.

8. L'HEUREUX, M.B., 1991. Evaluation de trois méthodes d'aération pour le compostage des fumiers solides de bovin. Rapport final de recherche, Institut de technologie agro-alimentaire de La Pocatière, La Pocatière, Québec, G0R 1Z0, 100 p.

9. **MILLER, F.C., FINSTEIN, M.S., 1983. Équipement for control and monitoring of hight rate composting.** Proceedings of the international symposium held in Naples, October 11-14, 1983.

10. **MUSTIN, M., 1987. Le compost: gestion de la matière organique.** François Dubuc, éditeur, Paris, 954 p.

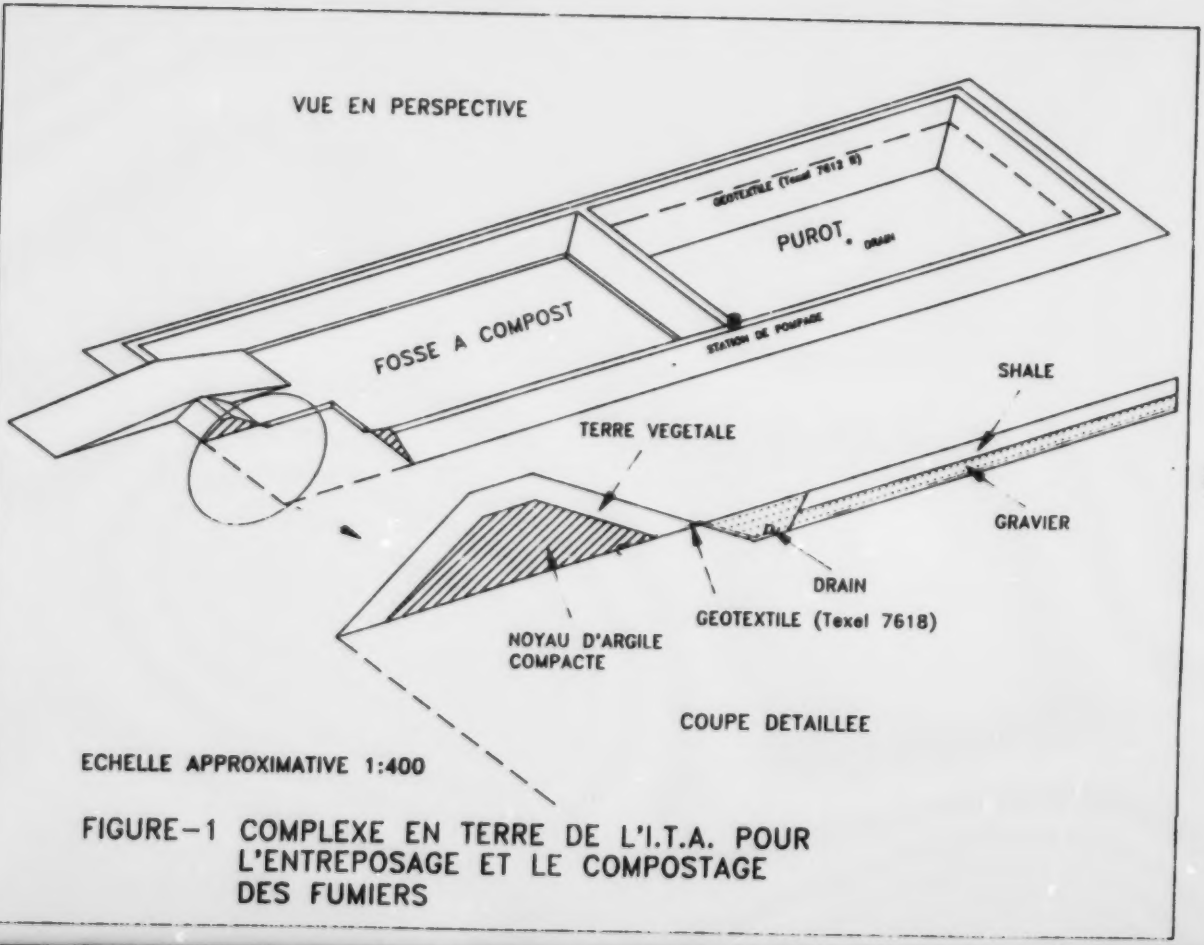
11. **OTT, P., 1990. The composting of faringard manure with mineral additives and under forced aeration, and utilisation of FYM and FYM compost in crop production.** Thèse de doctorat à l'Université des Landes, Hessen.

12. **RYNK, R., 1989. Compostage as a dairy manure management technic.** In: Dairy manure management, Proceedings from the Dairy manure management symposium. N.R.A.E.S. #31, Cornell University, New-York, pp 167-177.

13. **THOSTRUP, P., 1984. Heat recovery from composting solid manure.** Bioenergy 84. Proceedings of conference 15-21 june 1984, Goterberg, Sweden.

14. **TJERNSHAUGEN, O., 1982. Recovery of compost heat.** Bioenergy conference, Vettre, Norway, October 13, 1982.

15. **WILSON, G.B., 1983. Forced aeration composting.** Wat. Sci. Tech. Vol. 15, Capetown, pp 169-180, IAWPRC/Pergamon Press Ltd., Great Britain.



FIGURE–1 COMPLEXE EN TERRE DE L'I.T.A. POUR L'ENTREPOSAGE ET LE COMPOSTAGE DES FUMIERS

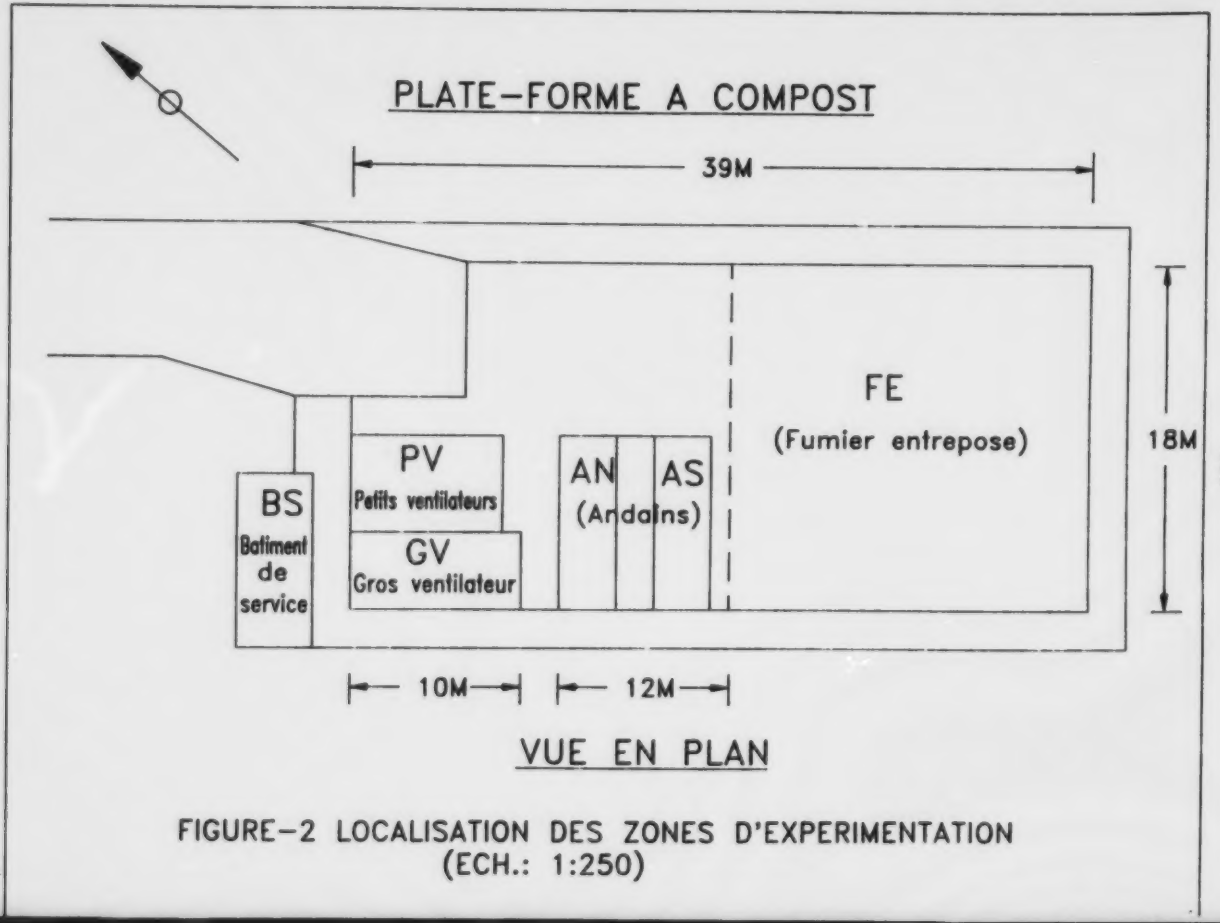
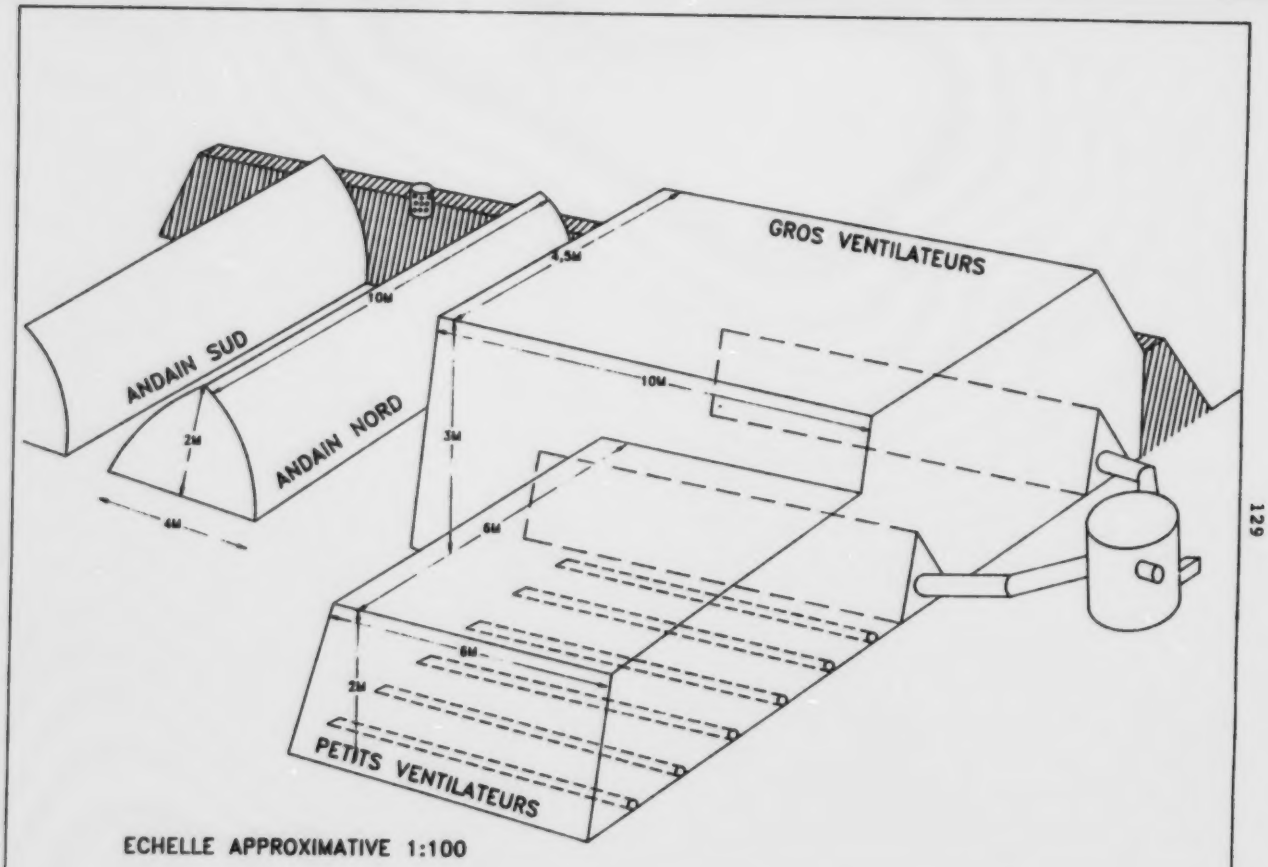
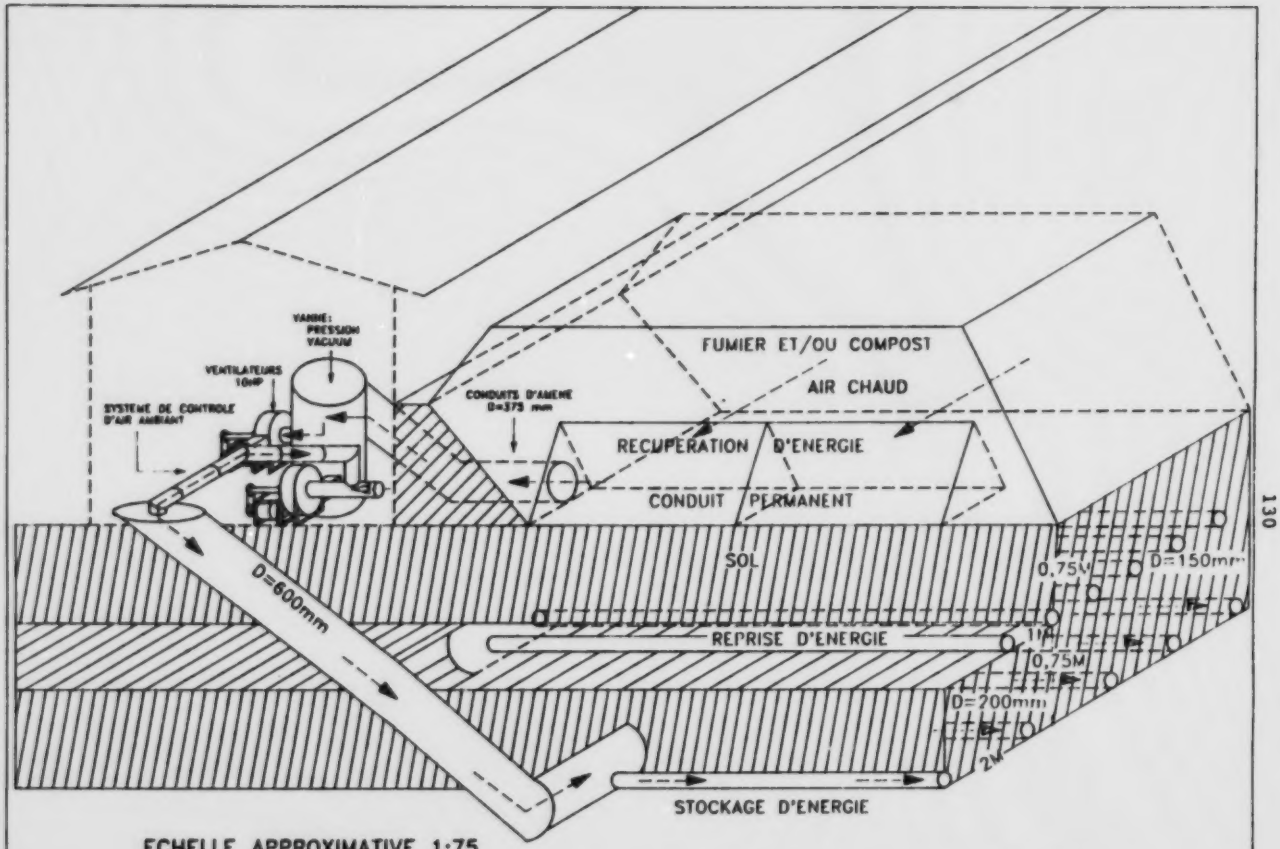


FIGURE-2 LOCALISATION DES ZONES D'EXPERIMENTATION
(ECH.: 1:250)



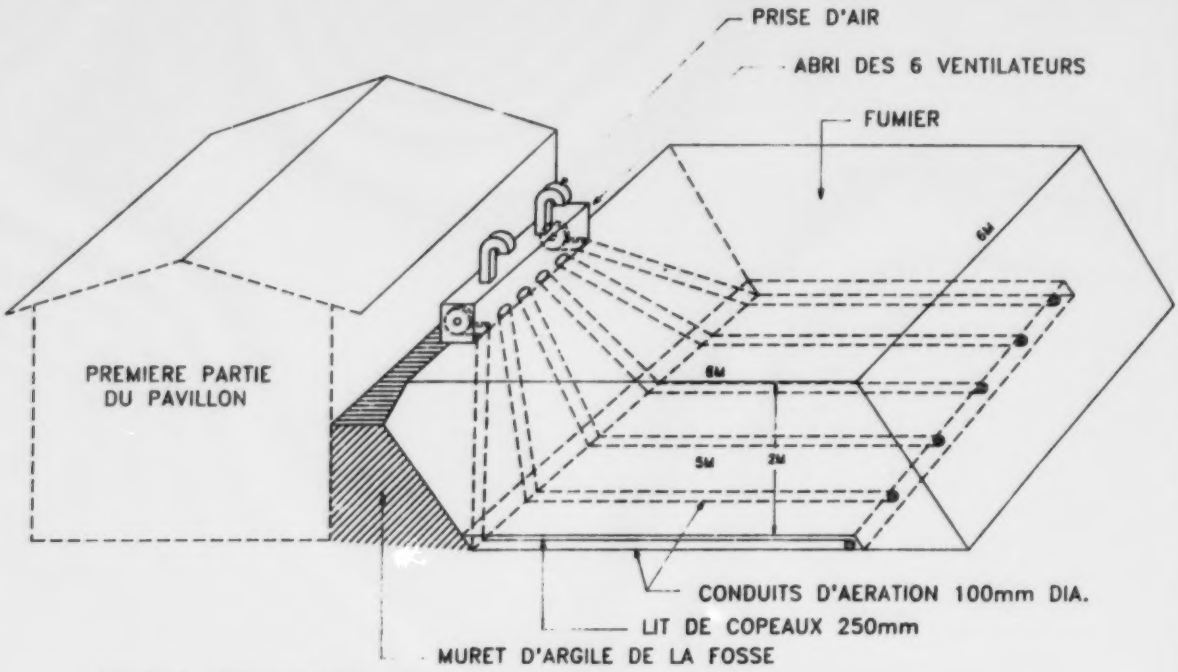
ECHELLE APPROXIMATIVE 1:100

FIGURE–3 DIMENSIONNEMENT DES TROIS PROCEDES EXPERIMENTES



ECHELLE APPROXIMATIVE 1:75

FIGURE–4 SYSTEMES DE RECUPERATION, REPRISE ET STOCKAGE D'ENERGIE



ECHELLE APPROXIMATIVE 1:75

FIGURE–5 SYSTEME DE COMPOSTAGE PAR PETITS VENTILATEURS ET CONDUITS TEMPORAIRES

TABLEAU 1 - Valeurs moyennes relatives en pourcentage des principaux paramètres physico-chimiques pour trois phases différentes du processus (fumiers de vache à 4 kg/a.j.).

ÉLEMENTS	DÉPART	THERMOPHILE (fin)	MATURATION (5 mois)
COT	44	40	38
MS	28	25	23
N	1.7	2.1	1.6
P	0.30	0.58	0.48
K	2.5	2.6	2.4
pH	8.8	8.9	8.4
C/N	27	22	23

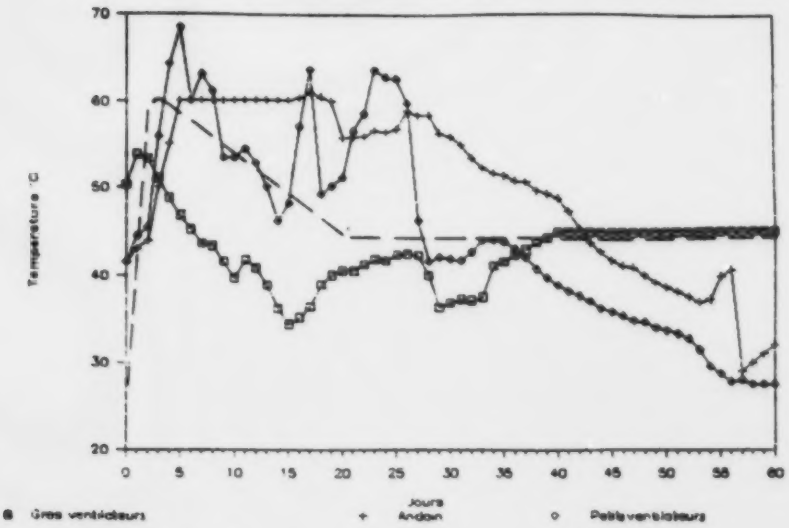


FIGURE 6 - Courbes des températures moyennes de chacune des masses en compostage, pour les trois procédés, superposées à courbe idéalisée de l'évolution des températures moyennes pour une masse en biodégradation optimale.

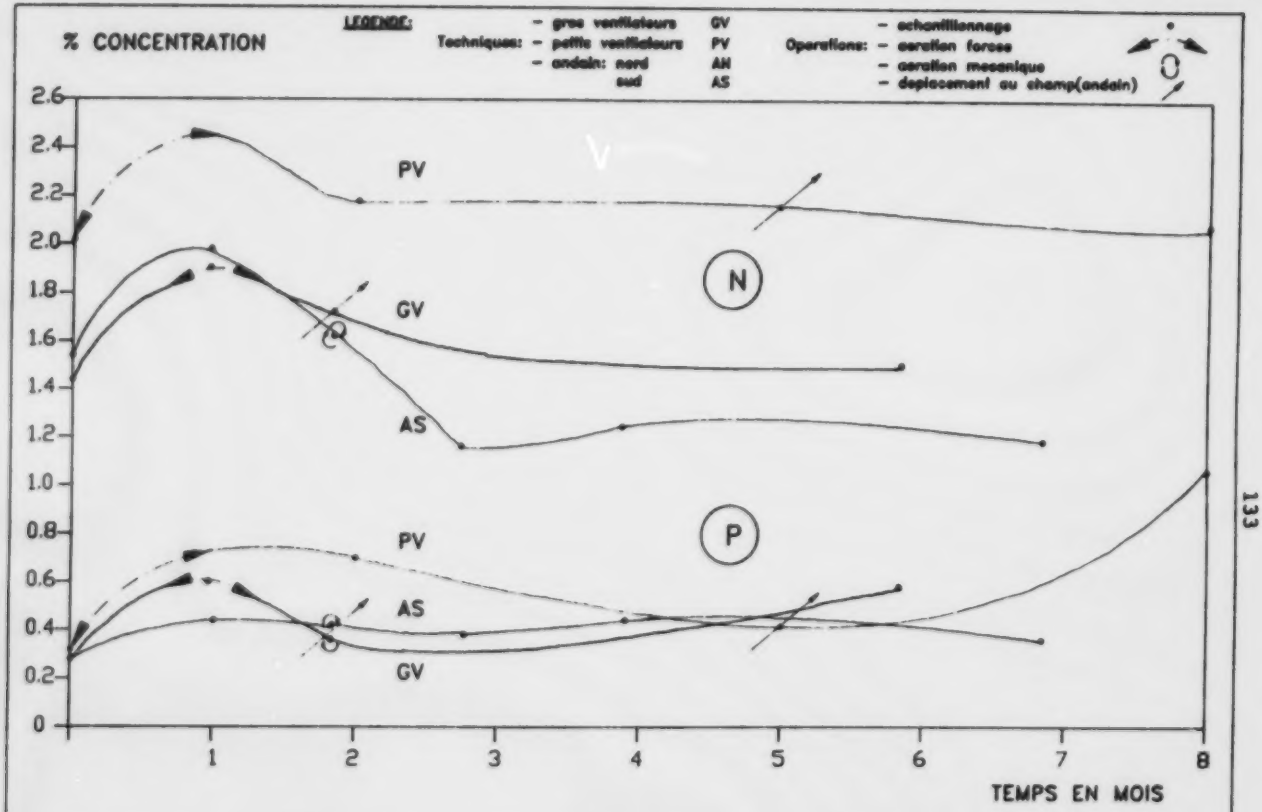


Figure-7 Variations des profils de la concentration en azote et en phosphore lors du compostage des fumiers de bovin ayant 4kg/a.j. de litiere

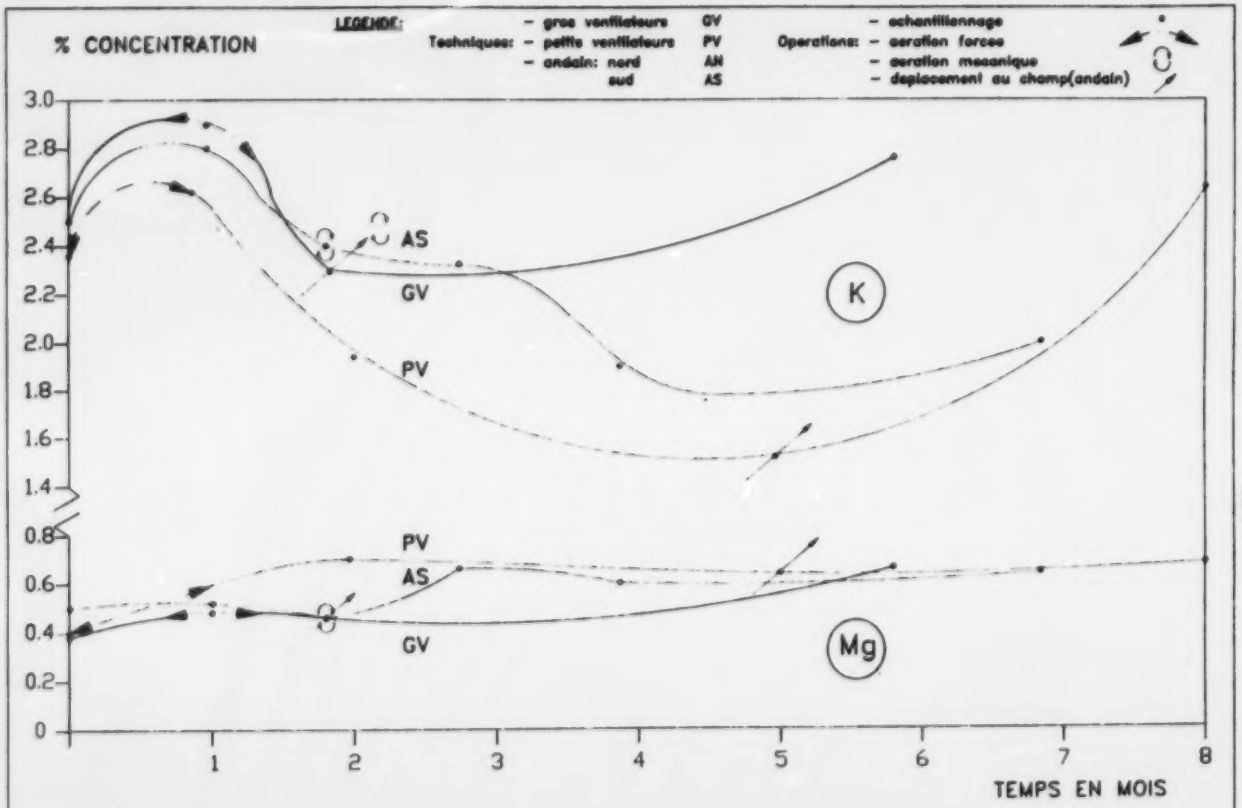


Figure-8 Variations des profils de la concentration en potassium et en magnesium lors du compostage des fumiers de bovin ayant 4kg/a.j. de litiere

TABLEAU 2 - Pertes et gains des principaux éléments.

APRÈS LA PHASE	ÉLÉMENT	% DES PERTES OU (GAINS) ABSOLUS		
		GROS VENTILATEURS	PETITS VENTILATEURS	ANDAIN
Thermophile	N P* K	6 (48) 19	14 (58) 23	36 (3) 29
Maturation	N P* K	36 (21) 34	37 (15) 52	52 14 54

* La dispersion non uniforme du phosphate établo en granule a probablement influencé les valeurs du phosphore.

TABLEAU 3 - Performances des trois techniques en termes de capacité de traitement.

TECHNIQUE	SURFACE OCCUPÉE (m^2)	TEMPS DE SÉJOUR (PHASE THERMOPHILE (j)	VOLUME DE FUMIER TRAITÉ (m^3)		RATIO ANNUEL m^3/m^2
			SÉQUENCE	ANNUELLEMENT	
Gros ventilateurs	50	18	135	2700	54
Petits ventilateurs	48	30	72	864	18
Andain	100	120	80	240	2.4

TABLEAU 4 - Quantité nette d'air et d'énergie récupérée et sa valeur pécuniaire.

SCENARIO	VOLUME D'AIR CHAUD RECUPERE (%)	QUANTITE NETTE D'ENERGIE RECUPEREE DU FUMIER ($kW.h/m^3$)	VALEUR PECUNIAIRE (1) ($/m^3$ fumier)
$1 Système original ouvert (projet 89-90)	33	34,1	1,76
$2 Système de base partiellement fermé (donnée préliminaire 90-91)	66	68,2	3,52
Système hermétique et isolé (non expérimenté)	100	102,3	5,28

(1) Coût moyen de base de l'électricité à 0,516$/kW.h

TABLEAU 5 - Coût d'investissement et volume traité annuellement pour chacune des techniques sur une surface de 50 m^2 ainsi que le coût d'opération et de production.

TECHNIQUE	INVESTISSEMENT ($)	VOLUME ANNUEL TRAITE (m^3)	(1) COUT D'OPERATION ($/$m^3$ fumier)	(2) COUT DE PRODUCTION ($/$m^3$ fumier)
Gros ventilateurs	16 300	2700	5,07	Scén. $1 4,04 Scén. $2 3,01 Scén. $3 2,26
Petits ventilateurs	3 350	900	5,62	5,62
Andmin	200	120	8,29	8,28
Andmin (3)	---	120	10,00	10,00

(1) Coût opération : coûts fixes + coûts variables.
(2) Coût production : coût d'opération - valeur pécuniaire de l'énergie récupérée.
(3) Coût comparatif d'un chercheur américain Robert Rynk (1989).

TABLEAU 6 - Projection des coûts de compostage à la ferme.

TECHNIQUE	VOLUME (m^3)	COÛT D'OPERATION ANNUEL	COÛT D'OPERATION PAR m^3 DE FUMIER	COÛT OU (GAIN) DE PRODUCTION PAR m^3 DE FUMIER
Gros ventilateurs	2.700	5.120$	1.90$	Scénario B1 0.57$ Scénario B2 (0.16$) Scénario B3 (1.19$)
Petits ventilateurs	900	1.316$	1.46$	1.46$

LE PRESSOIR ROTATIF, SEPT ANS APRÈS

Adrian Barbulescu et Rodrigue Boulet
Centre de recherche industrielle du Québec (CRIQ)

INTRODUCTION

Le 8ème symposium sur le traitement des eaux usées a été la tribune idéale pour présenter le pressoir rotatif pour la première fois, devant un public des fois incrédule mais toujours intéressé.

Aujourd'hui, il y a peu de gens dans le monde de la déshydratation qui ne soient pas conscients de l'énorme impact que le pressoir rotatif peut avoir sur la conception des futures usines de traitement des eaux usées. Pour mieux apprécier le chemin parcouru, il est bon de se rappeler brièvement les circonstances dans lesquelles le développement du pressoir se faisait à l'époque.

La conception du pressoir était encore rudimentaire (figure 1) et plusieurs de ces composantes restaient à raffiner:

- le choix de l'élément filtrant et la façon de l'attacher à la plaque de support,
- les joints d'étanchéité,
- le système d'alimentation et son contrôle,
- le système de sortie et son contrôle, etc.

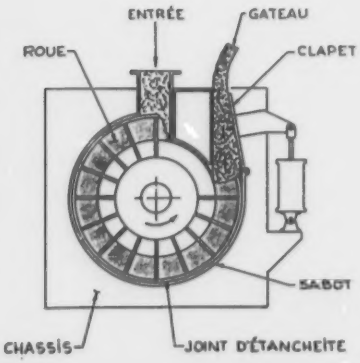


Figure 1: Pressoir rotatif en 1985

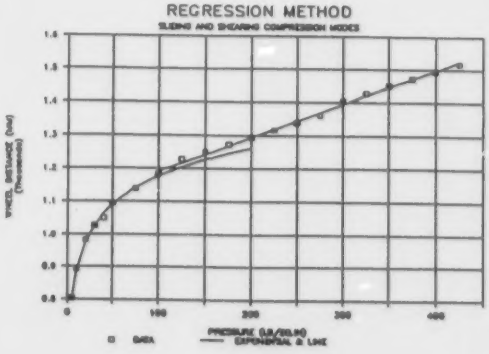


Figure 2: Pressions mesurées et calculées

La théorie du pressoir rotatif était à ses débuts. Son principe de fonctionnement, qui est la création de la pression à l'aide des forces de friction et de cisaillement, était connu et les équations de base déjà établies [1]; par contre, nous n'avions qu'une perception assez superficielle du phénomène et nous étions loin de pouvoir expliquer ce qui se passait vraiment dans le pressoir.

Les moyens d'expérimentation constituaient déjà une priorité, justement pour supporter le développement de la théorie. Plusieurs de nos créations de cette période sont encore d'actualité mais, à l'époque, elles avaient souvent un caractère artisanal et étaient loin de la forme sous laquelle on les retrouve aujourd'hui; nous pouvons en mentionner quelques-unes:

- mesure du coefficient de friction avec une lamelle coulissante,
- mesure de la pression dans le pressoir avec une cellule de charge rotative,
- cellule d'essais pour les joints d'étanchéité,
- pressoir rotatif de 18 " pour essais en laboratoire,
- pressoir rotatif de 40 " sur camion pour essais chez les utilisateurs,
- pressoir rotatif de 90 " pour l'essorage de la pulpe de betterave.

L'opération du pressoir était encore mal connue et nous percevions à peine l'influence que peuvent avoir, sur ses performances, les différents facteurs qui y interviennent:

- géométrie du rotor,
- vitesse de rotation,
- dimensions des trous et ouverture du tamis,
- nature de la matière à traiter,
- débit à traiter,
- pression à l'entrée,
- siccité à l'entrée,
- pression à la sortie, etc.

Les applications possibles du pressoir avaient été effleurées dans une étude du marché qui faisait état de plus de cent cinquante processus industriels où il pourrait être utilisé. En plus, des essais effectués par le CRIQ avec le pressoir de laboratoire de 18 " ou le pressoir mobile de 40 " avaient déjà donné des résultats encourageants pour plusieurs de ces domaines (tableau I).

TABLEAU I

DOMAINE	ANNÉE	RÉSULTATS
Tourbe	1981-85	- très bons pour la tourbe fibreuse - médiocres pour la tourbe décomposée
Déchets de betteraves	1982	- bons
Pulpe de betteraves	1982-83	- de médiocres à mauvais, selon la pulpe
Écorce	1983	- excellents
Laine	1983	- très bons
Pâte à papier	1983-85	- très bons
Bagasse de canne à sucre	1984	- excellents
Résidus de café	1984	- médiocres
Résidus pommes de terre	1984	- de très bons à mauvais, selon les résidus
Drèche de brasserie	1984	- très bons
Fibres de coton	1984	- excellents
Poisson	1985	- très bons
Marc de pommes	1984	- très bons
Pulpe de charbon	1984	- très bons
Boues des papetières	1985	- très bons
Drèche de distillerie	1985	- très bons

En 1985 le pressoir rotatif n'était pas présent, au niveau industriel, dans aucun de ces domaines.

Les équipements conventionnels de déshydratation mécanique qui existent aujourd'hui sur le marché (presses à piston, filtres-presses, presses à bande, presses à vis) sont le résultat de dizaines, sinon de centaines d'années de développement. Le pressoir rotatif, par comparaison, est un équipement jeune qui a fait des progrès remarquables dans un temps relativement court; les chapitres suivants feront état de son évolution depuis sept ans, tant du côté technique que du côté pénétration du marché.

DÉVELOPPEMENT DE LA THÉORIE DU PRESSOIR ROTATIF

Le choix d'un équipement de déshydratation comporte, pour chaque cas, des études et des essais de vérification complexes et coûteux; le pressoir rotatif n'en fait pas exception.. Le développement de la théorie vise à simplifier ce processus en établissant:

- des relations quantitatives entre les facteurs qui influencent le processus de déshydratation et les performances de l'équipement, et / ou,
- des relations quantitatives entre les performances obtenues en laboratoire et celles attendues à l'échelle industrielle.

Nous avons tenté de minimiser les risques et les dépenses nécessaires pour évaluer l'applicabilité du pressoir rotatif dans un cas donné en établissant une approche-type (l'approche "zéro risque"); cette approche, réalisée conjointement avec nos licenciés, comporte quatre (4) étapes successives:

❶ **Évaluation préliminaire** de la boue à traiter suivie d'une proposition de continuer l'investigation ou de l'arrêt des travaux avec justifications.

❷ **Étude de préfaisabilité** (simulation en laboratoire sur une cellule d'essais) suivie d'un rapport incluant les résultats obtenus et des recommandations quant à la poursuite des travaux.

❸ **Étude de faisabilité** (en laboratoire, avec le pressoir de 24 pouces) suivie d'un rapport incluant les performances obtenues et des recommandations quant à l'applicabilité du pressoir rotatif dans les conditions données .

❹ **Démonstration des performances** (chez l'utilisateur, avec le pressoir de 48 pouces) suivie d'une proposition ferme pour l'installation de pressoirs rotatifs (nombre de pressoirs et d'anneaux, puissance, performances attendues, prix, etc.).

Ce cheminement, en plus de ses avantages évidents, nous a obligé en même temps de développer la théorie du pressoir et les moyens d'expérimentation pour trouver les justes réponses à chaque étape. Il nous semble opportun de mentionner quelques-uns des développements des dernières années.

Principe de fonctionnement. La connaissance des deux modes de création de la pression (par glissement et par cisaillement) a été approfondie, ce qui nous a permis d'établir des relations quantitatives entre la croissance de la pression et les facteurs dont elle dépend: les dimensions du rotor, le coefficient de friction et la résistance au cisaillement [2].

Mesure de la pression. Nous avons conçu et mis au point l'instrumentation et la méthodologie requises pour connaître et enregistrer, en continu, les valeurs de la pression à l'intérieur du pressoir, depuis l'entrée et jusqu'à la sortie. Ceci nous permet de déterminer, à partir des essais faits avec un pressoir, le coefficient de friction et / ou la résistance au cisaillement de la matière à déshydrater [3]. Le résultat d'un tel essai peut être représenté sous forme de graphique (figure 2); on peut remarquer que les courbes théoriques de la pression suivent assez bien les points mesurés et ceci dans les deux modes de fonctionnement.

Mesure du temps réel de formation du gâteau. Une cellule de filtration sous pression en continu (figure 3) a été conçue et réalisée à cette fin [4]; elle nous permet de mesurer le temps de formation d'un gâteau d'une épaisseur donnée en fonction des conditions réelles de filtration (pression et consistance initiale de la boue). On peut constater (figure 4) que la vitesse d'extraction du liquide diminue rapidement pour se stabiliser après un temps qu'on définit comme "temps réel de formation du gâteau". L'avantage de cette méthode est que la conception de la presse est basée sur un temps réel, obtenu lors d'un essai fait dans les vraies conditions d'opération de la future installation et non sur un chiffre plus ou moins abstrait (par exemple la résistance spécifique du gâteau, en m/kg) .

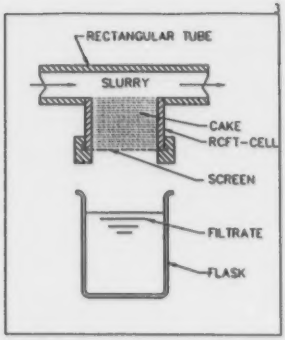


Figure 3: Cellule de filtration en continu

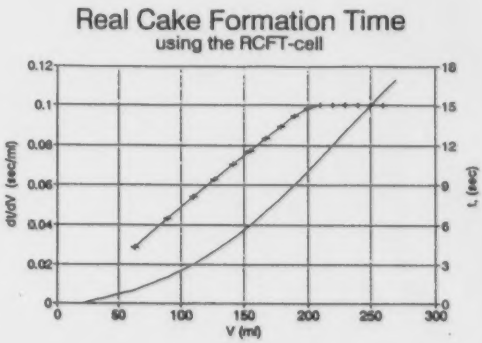


Figure 4: Mesure de temps réel de formation du gâteau

Mesure de l'aptitude à l'essorage des boues. Une cellule d'essorage à fond rotatif (figure 5) a été conçue et réalisée à cette fin [4]; elle nous permet de mesurer en continu la vitesse instantanée d'extraction du liquide en fonction des principaux paramètres dont elle en dépend:

- pression,
- consistance de la boue,
- épaisseur du gâteau.

Le fond rotatif de la cellule tente de simuler le déplacement relatif qui a lieu dans le pressoir rotatif entre le tamis et le gâteau. Cet élément est très important, car les essais ont prouvé [5] que ce déplacement augmente de beaucoup la vitesse d'extraction du liquide et la siccité finale (figure 6).

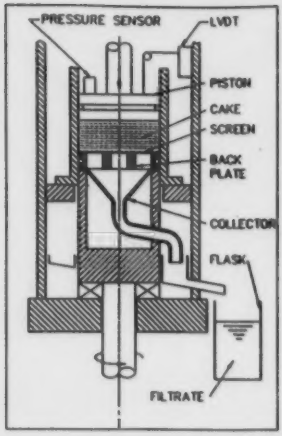


Figure 5: Cellule d'essorage à fond rotatif

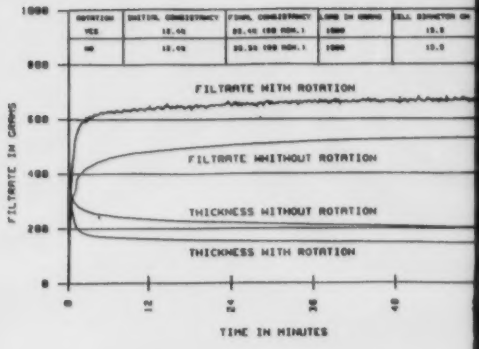


Figure 6: Influence du déplacement relatif tamis - gâteau

Mise à l'échelle des résultats. Nous avons introduit la notion de "aire unitaire" [4], définie comme l'aire nécessaire pour essorer à une siccité donnée, une unité de masse de solides dans une unité de temps (la pression, la siccité initiale et l'épaisseur du gâteau étant connus.) Nous pouvons déterminer (à partir des vitesses d'extraction du liquide mesurées avec la cellule d'essorage à fond rotatif) des relations et des graphiques qui nous permettent de calculer l'aire unitaire. Il s'agit d'une valeur théorique qui diffère de celle réelle en fonction de l'efficacité du pressoir utilisé. La même approche [6] peut servir pour mettre en évidence l'effet des aides-filtrants (figure 7 et 8) ou des polymères.

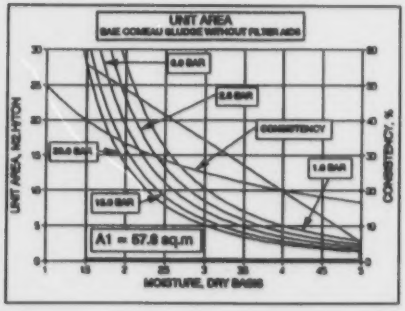


Figure 7: Aire unitaire sans aide-filtrant

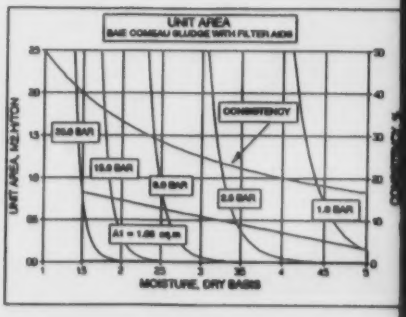


Figure 8: Aire unitaire avec aide-filtrant

APPLICATIONS DANS LES PÂTES ET PAPIERS

Les premiers pressoirs industriels ont été introduits dans le secteur des pâtes et papiers en 1986. Leur entrée a été préparée par de nombreux essais faits dans nos laboratoires ou chez les utilisateurs. Il en existe aujourd'hui, installés dans cinq usines différentes, six pressoirs de 48 pouces de diamètre totalisant 16 anneaux; le tableau II présente sommairement leurs conditions d'opération.

Le pressoir rotatif a surmonté avec succès les difficultés inhérentes à tout équipement nouveau; nous pouvons mentionner quelques-unes:

- réticence des utilisateurs à être les premiers à acheter un tel équipement;
- manque d'expérience des intervenants (concepteurs, fabriquants, installateurs, opérateurs);
- problèmes techniques à la mise en marche (vibrations, changement de la matière à traiter, alimentation inégale des anneaux, sortie obstruée, etc.).

La quasi-totalité des usagers sont aujourd'hui très satisfaits de leur achat et apprécient grandement certaines qualités du pressoir qui lui sont propres:

- siccité très élevée du gâteau;
- opération presque sans surveillance;
- fiabilité;
- fonctionnement sans polymères;
- encombrement réduit.

L'intérêt croissant que le pressoir rotatif suscite est bien illustré par l'existence de deux prototypes de 24 " qui sont utilisés pour la recherche, dont un chez un utilisateur et l'autre chez PAPRICAN.

L'utilisation du pressoir rotatif à C I P Gatineau [6] illustre bien les avantages économiques directs qu'on peut en tirer. Alimenté avec une boue épaissie à 19 %, il produit un gâteau beaucoup plus sec (40 % solides) que celui des presses conventionnelles utilisées antérieurement (23 % solides); conséquences:

- augmentation du débit des boues vers la chaudière de 38 à 53 t / jr;
- augmentation du rendement de la chaudière de 32.5 % à 57.8 %;
- économie mensuelle de mazout d'environ 7 000 barils;
- économie annuelle nette d'environ 450 000 dollars.

APPLICATIONS DANS LES BOUES MUNICIPALES

L'utilisation du pressoir rotatif pour la déshydratation des boues municipales a été amorcée en 1985 suite à sa présentation au 8ème symposium sur le traitement des eaux usées. L'intérêt suscité à cette occasion nous ont incité à regarder de plus près les opportunités existentes dans ce domaine. En concordance avec l'approche "zéro risque" que nous avions déjà adoptée, l'exploration de ce marché a commencé prudemment avec des essais de déshydratation faits en laboratoire, suivis de démonstrations chez les utilisateurs visés.

Les premiers essais ont démontré clairement la capacité du pressoir de 24", d'essorer les boues municipales à des degrés de siccité quasi-inaccessibles à d'autres types d'équipements, à un rythme de production inattendu pour ses dimensions et avec un taux de récupération des solides très compétitif.

Effectués dans nos laboratoires aussi bien que chez des utilisateurs (Sainte-Rose, Fabreville), ces essais nous ont permis de:

- évaluer l'aptitude à la déshydratation de chaque boue à traiter;
- essayer différents types de tamis;
- vérifier l'effet des couteaux;
- essayer différents traitements aux polymères;
- améliorer la performance du pressoir en jouant sur les facteurs qui l'influencent (pression d'entrée, vitesse, débit, pression de sortie, etc.);
- faire à l'utilisateur des recommandations éclairées sur l'utilisation éventuelle du pressoir.

Le pas suivant a été la conception et la réalisation d'un prototype de 48" de diamètre installé sur un camion. Il est équipé avec toute l'instrumentation et les contrôles nécessaires pour faire des essais à l'échelle industrielle chez les utilisateurs, dans des conditions aussi proches que possible de la réalité. Plusieurs types de boues ont été essayés avec ce prototype qui offre en plus les possibilités suivantes:

- établir, pour une boue et une configuration de pressoir données, la production de gâteau en fonction des facteurs qui l'influencent (siccité, débit, vitesse, pression d'entrée, pression de sortie);
- déterminer la qualite du filtrat;
- déterminer la puissance nécessaire (kW);
- déterminer la consommation spécifique d'énergie (kWh / tonne);
- déterminer le taux de récupération des solides en suspension.

Une nouvelle étape a commencé avec l'arrivée d'un manufacturier (Les industries Fournier inc.) qui s'est vu confiée la commercialisation du pressoir dans le domaine des boues. Les travaux de recherche et développement se sont intensifiés, visant tout particulièrement la conception du pressoir de façon à répondre aux besoins des utilisateurs. De nombreuses améliorations ont été apportées aux différentes composantes du pressoir:

- alimentation des boues;
- tamis;
- couteaux;
- joints d'étanchéité;
- contrôle des pressions;
- contrôle de la vitesse;
- contrôle du débit.

Nous croyons intéressant de mentionner, à titre d'exemple et sans rentrer dans les détails, le travail de développement accompli pour améliorer les tamis:

Éléments filtrants. On a selectionné parmi les plaques forées disponibles sur le marché celles qui semblaient les plus aptes à la déshydratation des boues, en réunissant les qualités suivantes:

- diamètre des trous adapté aux dimensions des particules dans la boue,
- trous coniques pour dégager les particules coinçées,
- rapport épaisseur / diamètre élevé, pour endurance et résistance à la pression,
- ouverture assez grande pour permettre l'écoulement du liquide extrait,
- matériel de base résistant à la pression et à la fatigue,
- recouvrement anti-abrasif résistant à l'usure.

Plaques de support. Elles sont choisies en tenant compte de la géométrie du rotor, des pressions qu'elles subissent et de l'épaisseur de l'élément filtrant.

Techniques d'assemblage. Des travaux laborieux ont été nécessaires pour aboutir à une technique valable pour attacher l'élément filtrant à la plaque de support de façon à former un tout, résistant à la pression, à la fatigue et à l'abrasion.

Essais et analyses en laboratoire. Les choix faits et les techniques developpées ont été vérifiés par des essais en laboratoire sur différents aspects:

- perméabilité des différents types d'éléments filtrants,
- résistance de l'élément filtrant à l'abrasion,
- résistance du tamis à la pression et à la fatigue.

Essais en vraie grandeur. Les solutions choisies suite au développement des tamis ont été vérifiées avec la boue de l'usine de traitement de la CUM en les essayant sur un pressoir de dimensions industrielles.

Conclusion du développement des tamis: Le manufacturier est capable aujourd'hui de garantir une vie utile des tamis de dix mille heures pour toutes les applications en milieu urbain.

Conséquence directe du travail de recherche et développement, les performances du pressoir rotatif se sont améliorées continuellement depuis les cinq dernières années (voir le tableau III). Il jouit aujourd'hui d'une confiance accrue dans le monde de l'environnement et les premiers exemplaires industriels sont en train de faire leur entrée sur le marché:

- l'usine de Longueuil est équipée avec quatre (4) pressoirs rotatifs à quatre (4) anneaux qui sont opérationnels;
- l'usine d'Auteuil accueillera ses deux pressoirs à quatre (4) anneaux l'année prochaine;
- l'usine de la CUM augmentera sa capacité de déshydratation grâce aux cinq (5) pressoirs à quatre (4) anneaux qui seront installés prochainement.

CONCLUSIONS

Développement technique. Le principe du pressoir est beaucoup mieux connu aujourd'hui qu'il y a sept ans (figure 9) et son fonctionnement ne présente presque plus de secrets. L'équipement plutôt rudimentaire, d'il y a sept ans, a été remplacé par le nouveau pressoir rotatif, plus performant et automatisé (figure 10). Les nouveaux défis sont de l'adapter aux différentes situations qui se présentent et de l'intégrer dans un système plus complet, ce qui est déjà en train de se faire (figure 11).

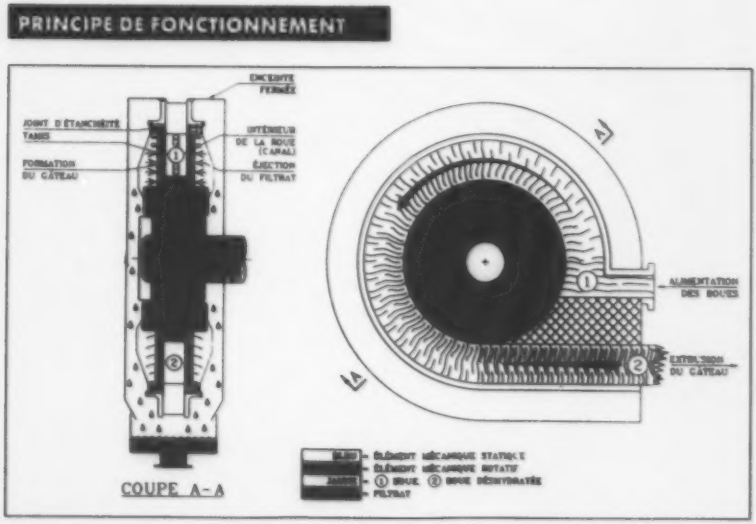
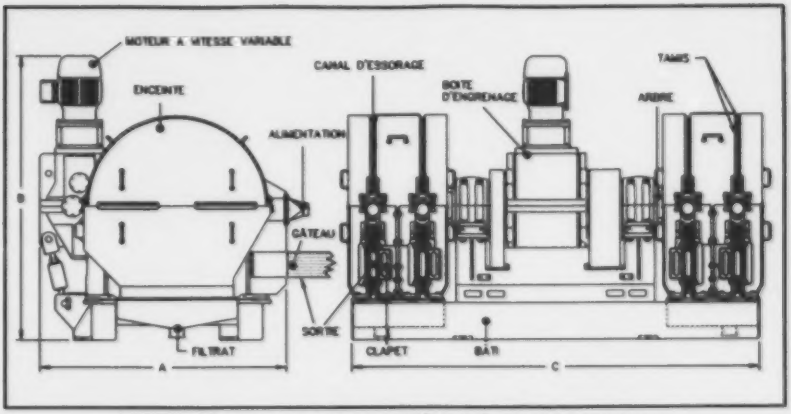


Figure 9: Principe de fonctionnement



CARACTÉRISTIQUES DES MODÈLES À MULTI-CANAUX

No. Modèle	Modèle		Surface d'essorage (m^2)	Dimensions (m)			Poids (kg)	Moteur (KW)
	Canaux	Grave (mm)		A	B	C		
2-1200-2500	2	1200	2,50	2,2	2,4	2,8	9000	7,5
4-1200-5000	4	1200	5,00	2,2	2,4	3,4	13500	14,9

Figure 10: Pressoir rotatif d'aujourd'hui

SCHEMA DE PROCEDE

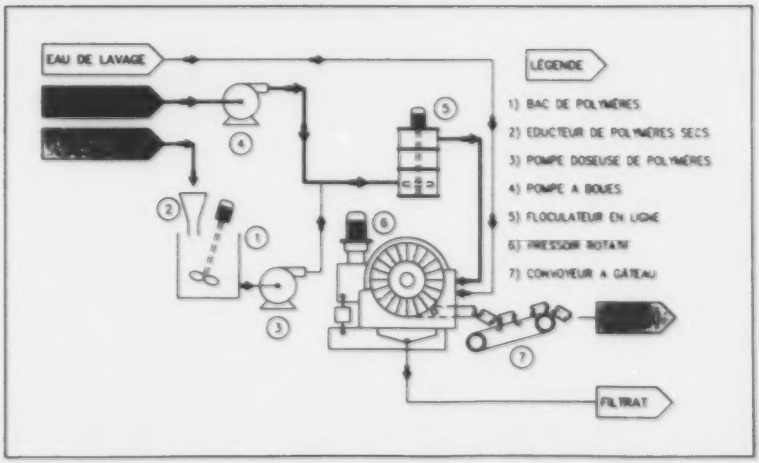


Figure 11: Pressoir rotatif intégré à un système

Applications. L'utilisation industrielle du pressoir rotatif a commencé dans les usines de pâtes et papiers où il a fait amplement ses preuves; il est employé, au moins pour le moment, surtout pour l'essorage des boues épaissies. L'emploi du pressoir dans les usines de traitement des eaux municipales, quoique plus récent, semble se répandre assez vite et les premiers résultats constatés à Longueuil laissent présager un franc succès.

Perspectives. Il nous semble évident que l'utilisation du pressoir rotatif ne se limitera pas aux usines papetières et aux boues municipales primaires. Plusieurs des applications prometteuses envisagées aux débuts du pressoir (tableau I) sont encore d'actualité: la tourbe fibreuse, l'écorce, la bagasse, la drèche des brasseries, le poisson, etc. En plus, un vaste programme de recherche réalisé lors des dernières années a démontré l'efficacité du pressoir dans de nouveaux domaines qui attendent d'être attaqués: boues industrielles, boues de fosses septiques, boues mixtes, etc. (voir annexes A, B et C).

REMERCIEMENTS

Cette conférence a été rédigée en partie en utilisant des informations, rapports et travaux provenant de plusieurs personnes et compagnies; les auteurs tiennent à remercier pour leur contribution:

- Paul Aubé, Les industries Fournier inc., Black Lake, Qc.,
- David Beach, CIP, Gatineau, Qc.,
- Richard Berry, PAPRICAN, Pointe Claire, Qc.,
- Erwin Funk, Kamyr inc., Glens Falls, NY,
- Marc Grenier, QNO, Baie Comeau, Qc.,
- George Sacciavis, PAPRICAN, Pointe Claire, QC..

Si des noms ont été omis par inadvertance ce ne fut pas intentionnel et nous nous excusons envers les personnes concernées.

RÉFÉRENCES

1. Adrian Barbulescu, Le pressoir rotatif à sabot - un nouveau venu dans le traitement des boues, 8 ème Symposium sur le traitement des eaux usées, Montréal, Canada, novembre 1985.

2. Adrian Barbulescu, The shoe rotary press - a newcomer in the dewatering field, Advances in solid-liquid separation (suplement), Batelle Press, Columbus, Ohio, USA, 1987.

3. Adrian Barbulescu and Joana Barbulescu, The basic theory of the rotary press, FILTECH Conference, Karlsruhe, Germany, The Filtration Society, 1989.

4. Adrian Barbulescu, An experimental approach to the shear rotary press scale-up, 5th World Filtration Congress, Nice, France, 1990.

5. Adrian Barbulescu and Joana Barbulescu, Peat dewatering with the shear rotary press, International Conference on peat production and use, JyvÂskylÂ, Finland, 1990.

6. G. Arcand et D. Heins, Égoutage des boues d'une usine de pâtes et papiers au moyen d'une presse à anneaux Kamyr, rapport SPE 3 / PF / 4, juin 1991.

7. Adrian Barbulescu, An assesment of the filter aids suitability for difficult sludges, Advances in Filtration and Separation Technology, Volume 5, American Filtration Society, 1992.

ANNEXE A

BOUES MUNICIPALES

Pressoir rotatif 5 mètres carrés
modèle 4-1200/5000

Principaux résultats

Type de boue	Siccité Boue Alimentation (%)	Siccité du gâteau (%)	Taux de production (kg(sec/h)	Taux de capture (MES) (%)
Mixte primaire et Biofiltration	2.1 4.0 6.0 4.6 % + 10 % chaux	32 31 29 39	840 1000 1600 ** 1000	95 97 97 98
Primaire Physico-chimique avec chlorure ferrique	2.0 4.0 6.0	32-40 35-38 35-39	600-750 750-950 1300-1600	92 96 96
Primaire physico chimique avec alun	2.0 4.0	32 35	750 1000	92 95
Mixte digéré aérobiquement	1.7	26	300	95
Mixte 50 % primaire 50 % biologique	2.5	20	300	92
Biologique	3.7	17	200	90
Biologique avec addition de fibre	3.7 3.7	25 22	* 480 * 800	95 95

* Addition de fibre exclue
** Addition de chaux exclue

ANNEXE B

BOUES DE FOSSES SEPTIQUES

RÉSULTATS TYPIQUES

Type de boue	Boues brutes (% MST)	Débit Litres/h/m²	Siccité du gâteau (%)	Taux de production (sec) (kg/m²/h)	Taux de capture (% MES)
Septique	1.05 2.36	9217 9530	42 38	90 220	93 98
Septique avec 25 % bran de scie	1.20 2.43	9115 14697	38 47	105* 350*	96 98

* Addition de fibre incluse

RÉSULTATS DE DBO_5 ET DCO

Échantillon	Boues brutes % MST	DBO_5 Boues brutes mg/litre	DCO Boues brutes mg/litre	DBO_5 Filtrat mg/litre	DCO Filtrat mg/litre	Gâteau % MST	Taux de capture % MES
1	2.16 %	7903	23,467	989	1408	50 %	98.3 %
2	1.26 %	6523	17,280	918	2176	54.5 %	96.7 %
3	0.8 %	5297	10,880	858	1484	45.3 %	92.4 %
4	1.58 %	8827	17,621	867	1856	50 %	96.8 %
5	0.79 %	4566	10,432	391	1216	24 %	97.6 %

ANNEXE C

BOUES INDUSTRIELLES

A. Résidus de charbon ..... : 60 % - 325 (-44μ)
Boues brutes ..... : 10 % MST
Siccité du gâteau ..... : 75 % MST
Taux de production ..... : 150 kg/m²/h (sec)
Taux de capture ..... : + 90 % MES

B. Glaise résiduaire (lavage d'agrégats) ..... : 90 % - 325 (-44μ)
Boues brutes ..... : 25 % MST
Siccité du gâteau ..... : 70 % MST
Taux de production ..... : 125 kg/m²/h (sec)
Taux de capture ..... : + 90 % MES

C. Résidus de fer et titane (concentrateur) ..... : 50 % - 200 (-74μ)
35 % - 325 (-44μ)
Boues brutes ..... : 25 % MST
Siccité du gâteau ..... : 80 % MST
Taux de production ..... : 200 kg/m²/h (sec)
Taux de capture ..... : + 90 % MES

D. Résidus d'abattoirs de volailles
Boues brutes ..... : 10 % MST
Siccité du gâteau ..... : 30 % MST
Taux de production ..... : 100 kg/m²/h (sec)
Taux de capture ..... : 98 % MES

Note: Essais effectués à l'aide d'un pressoir rotatif modèle 1-600-250.

ROBERT O. PICKARD ENVIRONMENTAL CENTRE EXPANSION & REHABILITATION PROGRAMME

AN INNOVATIVE METHOD OF UPGRADING A WASTEWATER TREATMENT FACILITY

PLANT AUDITS AND UPGRADING

4TH WORKSHOP ON DRINKING WATER
November 17 - 19, 1992
Montreal, Quebec

Wayne Bennett, P.Eng.
Manager, Wastewater and Solid Waste Projects
Engineering Division
Region of Ottawa-Carleton
Ottawa, Ontario

The Robert O. Pickard Environmental Centre project is one of the largest municipal projects currently being undertaken in Canada. The unique management approach to this $368 M project shall be presented from the owner's perspective.

I. Background

The Regional Municipality of Ottawa-Carleton is composed of 11 individual Municipalities, each responsible for local sewer mains. The mains feed into the Region's network of trunk sewers and sewage pumping stations which culminates at the Robert O. Pickard Environmental Centre, (formerly the Green Creek Pollution Control Centre).

The Region serves an area of 270,000 hectares (approximately 1,040 square miles) with a projected population of 787,000 by the year 2011, 710,00 of whom are connected to the sewer system. The average daily dry weather flow for the year 2011 is expected to be 545 MLD (120 million gallons/day) with a peak flow of 2.5 times this figure.

The existing Plant occupies a relatively small portion of 60 hectare site (approximately 150 acres). Expansions were made to the original 1963 plant between 1971 and 1976, by which time the nominal capacity was 363 MLD. The plant currently provides primary treatment with anaerobic digestion of the sludge with sludge drying in on-site lagoons.

By the early 1980's, residential encroachment, environmental sensitivity on the part of the public and increasing awareness of the shortcomings of the

that action had to be taken. In 1984 the Ministry held Environmental Assessment Board Hearings, which resulted in a new and more stringent Certificate of Approval for operation of the Plant. This, in essence, presented an ultimatum to the Region that by December 1992, discharges to the Ottawa river were to comply with the following criteria:

Suspended Solids	from 31 mg/l average	to 15 mg/l
B.O.D.	from 39 mg/l average	to 15 mg/l
Phosphorus	from 1 mg/l average	to 1 mg/l

The inference in the Board order was that failure to comply would both halt all further development and subject the Region to the risk of being prosecuted for failure to meet the effluent criteria.

In order to meet these stringent requirements on such a massive project, it was decided to employ a project management firm to coordinate, schedule and maintain cost control on each element while maintaining the momentum required on the project as a whole. This group has established and implemented project-wide procedures to ensure the impact of technical recommendations on costs and schedule are understood before decisions are taken. All costs and commitments are controlled by the Project Manager.

A work breakdown structure was developed and a series of contracts formulated for design and construction. A series of design assignments, some for specific components and some for site-wide facilities, are being completed by several consulting engineering firms. The multiplicity of contracts established by the project manager has enabled the design for these individual facilities to be carried out by more than one firm, thus drawing the appropriate technical expertise to the project and avoiding "overload" of technical resources.

Equipment and construction will be procured through a series of general contracts between the Region and the Contractor/Supplier obtained by public tender in accordance with the Region's standard procedures. At its peak in 1991, there was as many as fifteen construction contracts in progress simultaneously with 400 to 500 persons working on-site. While the individual construction contracts will be inspected by the Design Consultant involved, overall construction co-ordination will be carried out by the Project Manager.

II. Definition of Project Management

Systematic approach to planning, directing, monitoring and controlling the costs and schedule of a construction programme.

1. TECHNICAL MATTERS are dealt with by Design Engineers who prepare designs to fit the purpose of the project. They ensure that:

   - The technology is sound and based on correct engineering principles.
   - What is proposed conforms to the regulations of the approving authorities.
   - The most cost effective solutions are reached.

2. FINANCIAL MATTERS are dealt with by Administrators and Project Accountants who develop capital funding strategies and prepare budget and cost reports taking into consideration:

   - The availability of Grants and Loans.
   - The impact on borrowing limits set by Statutory Authorities.
   - The effect on local or other taxes.
   - Cash flow.
   - Development of comprehensive budgets, with proper allowances for contingency and inflation.

3. MANAGEMENT MATTERS are dealt with by staff who control such items as:

   - Development of schedules.
   - Development and production of Project Procedures.
   - Procurement and expediting of equipment.
   - Development and production of Monthly Progress Reports.
   - Liaison with Designers and Technical Field personnel.

These three functions: technical, financial and management, may be carried out by a single organization or may be divided between two or three companies each responsible for certain functions. Municipal projects in Canada have traditionally used Consulting Engineering companies to carry out the technical, management and financial roles.

	Traditional Municipal Project	R.O. Pickard Environmental Centre
Financial/Management	5 to 10%	25%
Technical & Design Fees	90%	75%
Total Professional Fee	100%	100%

III PROJECT MANAGEMENT PHILOSOPHY

1. Positive Outlook

2. Discipline/Drive - Every day an opportunity to move as far as possible to the goal. The team must turn everyone into a believer. Staff changes were necessary on occasion.

3. Schedule Expertise - 95% design is good enough to go to tender. Expertise on hand to constantly monitor inter-relationship of each project element.

4. Budget Control - Once the base budget is struck, everything from there on is referred to it.

5. Team capable of reacting to on-going changes and a constantly shifting game plan.

6. The project manager's sole mandate is cost/schedule and as such can build up large data base to counter claims from contractors for extension/overhead costs. Traditionally consultants would not have time/staff to do this.

7. Importance of scope control throughout the design, i.e., client is not able to add wish list items without the impact being evaluated.

IV PROJECT MANAGEMENT: SYSTEMS

1. Task Report - 1987/88 $2 M

2. Budget updates - original March 1988, July 1989, October 1990, impact of G.S.T. May 1991, March 1992 (final).

3. Site-Wide
   - Prime Technical Role
   - Insurance; Builders Risk and Liability
   - Inspection & Testing Services
   - Fire/Safety; Fire Safety Plan, Fire Alarm/Annunciation
   - Architectural/Signage
   - Survey Control
   - Geotechnical Prime Consultant
   - Safety & Security
   - SCADA; Performance Specification
   - Project Admin Procedures
   - Site-Wide Design Standards
   - Monthly Reports
   - Pre-purchase Equipment, Delivery, Storage
   - Temporary Site Power, Natural Gas
   - Contractors Trailer Compound and Parking

4. Special
   - Cost Consultant - independent
   - Peer Review; process, structural HVAC, sludge conveyors, SCADA
   - PCB Decontamination
   - Special Authority from Council vis-a-vis purchasing
   - Competition between Consultants
   - Pre-Qualification of Contractors
   - Commissioning Assistance; standard operating procedures, overall philosophy, training sessions, pocket guides.

V. LESSONS LEARNED

1. Review the use and implications of new materials and systems (i.e. scum collectors, plastics, sludge pump lobes, etc...)

2. Insurance - independent consultant to spec and tender.

3. Fire Plan - specialist in Building Code and Fire Protection Systems.

4. Timing and suitability of rehabilitation work - primary clarifiers, digesters, operations building.

5. Difficulties bringing Interim Dewatering Facility on-stream and impact on plant process.

6. Site-wide Architectural - interior/exterior.

7. Replacement of companies and/or personnel due to lack of performance; consultants, contractors.

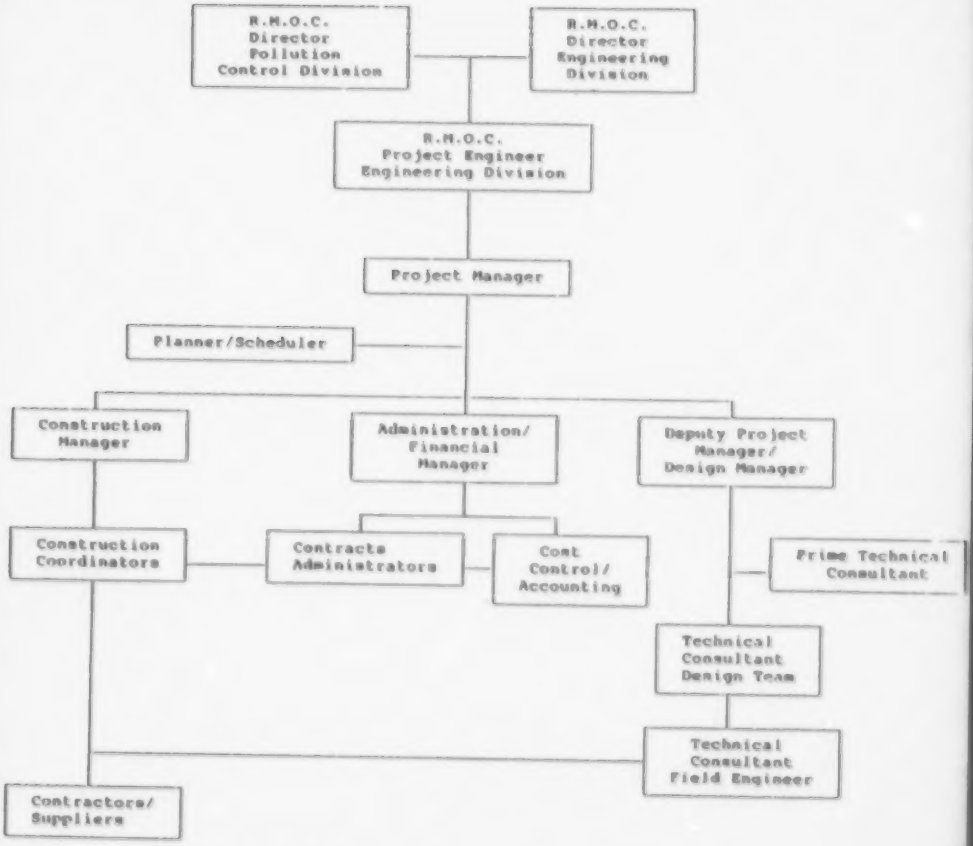
8. Underestimated the importance of site-wide standard details: RMOC did not have a book of standards.

9. Use of scale models of process units (i.e. primary clarifier channels) to assist shut-down planning and co-ordination with contractors.

10. Budget for commissioning difficulties and operational requirements.

ROBERT O. PICKARD ENVIRONMENTAL CENTRE PROJECT

ORGANIZATION CHART



Constructed Wetlands for Municipal Wastewater Treatment in Small Communities of Northwest Ontario

by

R. M. Worona and U. S. Panu
Department of Civil Engineering
Lakehead University
Thunder Bay, Ontario, P7B 5E1.

Wetlands are no longer viewed in public perception as waste lands where nothing grows [Environment Ontario, 1992]. Rather, wetlands are emerging in public perception as important natural systems in abetting and enhancing our already degraded environmental systems. The benefits derived from the constructed wetlands in the treatment of stormwater in urban areas have been emphasized by Carlisle and Mulamoottil (1990). It is apparent from their discussion that wetlands have great potentials both economically as well as in the enhancement of environment through efficient removal of pollutants from urban stormwater systems.

The environmental problems of the isolated and small communities throughout rural Canada, especially in Northwest Ontario, are of different nature and origin. In most cases, the smallness of a community along with economic and effluent flow rate considerations do not justify any size of conventional sewage treatment facility. Other conventional systems such as septic tanks although installed properly, have not been found to work up to their expectations. Such systems invariably cause on-going pollutants loading of receiving waterbodies. A point in case could be communities located on reservations throughout Northwest Ontario. In such and other similar communities land is available at a nominal price. As a result, any land based treatment system such as constructed wetlands would be natural candidates for such small communities.

In this paper, a six-step design procedure based on institutional, social, and technical aspects is developed to arrive at optimal size of a constructed wetland for wastewater treatment facility in a small community [Worona, 1992]. These steps are: (1) Characteristics of the influent and effluent flow rates, (2) Climate compatibility, (3) Land area estimate, (4) Site compatibility, (5) System requirements, and (6) Civil and mechanical details.

The efficacy of the proposed procedure is tested through an evaluation of the dimensions and other pertinent details of an existing constructed-wetland-facility, i.e., the wetland facility within the Town of Emo in Northwest Ontario. Using the proposed six-step procedure, the computed values of various design parameters such as land area requirement and the expected effluent quality were found to be within limits of the existing constructed wetland facility at the Town of Emo.

To aid in the design process of such systems in Northwest Ontario, a survey of the size of small communities was conducted. The mean population of a typical small community in Northwest Ontario was found to be 350 people. Based on the proposed six-step design procedure, a constructed wetland of the size 1.5 hectares has been found to be adequate to meet the expected effluent quality for discharge into a waterbody.

Based on the results of our investigations, the proposed six-step procedure appear to be reasonable for use in the design of constructed wetlands in isolated small communities in Northwest Ontario. Further, the constructed wetlands appear to be a strong viable alternative in the treatment of wastewater in small communities.

INTRODUCTION:

Natural-Based Treatment Systems utilize physical, chemical and biological responses at naturally occurring rates. On the other hand, mechanical-based systems utilize the same responses but occurring at higher rates due to artificially created conditions. The maintenance of such conditions requires that wastewater be stirred, aerated and heated. Such operations, in turn, require specialized mechanical equipment and energy. A summary of the natural-based treatment systems suitable for consideration when designing a system to serve the needs of small communities is given below.

Table 1: Summary of Natural-Based Treatment Systems.

Land-Based	Water-Based	Wetland-Based
- Slow-rate	- Ponds	- Natural Wetlands
- Rapid Infiltration	- Aquaculture	- Wetlands with subsurface flow
- Overland Flow		- Wetlands with a free-water Surface

Source: Environmental Protection Agency (1981), Manual for Land (1984), Reed et al (1988), and Natural Systems (1990).

The design of any wastewater treatment facility considers various aspects related to institutional, social and technical to act as absolute boundary limits for design purposes. Institutional aspects include federal, provincial and local regulatory requirements. Social aspects are related to institutional and include allowable proximity to urban areas, availability of land for the treatment facility, and the future use of land adjacent to the treatment facility. Some of the technical aspects are related to the characterization of wastewater, physical aspects of the treatment facility, and the desired effluent quality. The consideration of such aspects influence decisions made throughout the design process.

Based on above considerations, a six-step design procedure (Table 2) is proposed to determine the most appropriate natural-based wastewater treatment system for small communities.

To ensure that the most economical design is chosen, treatment systems initially showing marginal applications should not be eliminated at the preliminary planning stage. As per desired treatment goals, site and site related information become known; these marginal treatment systems

Table 2: Proposed Design Procedure.

Step	Task	Description
1	Characterize Influent and Effluent	Define the volume and composition of the waste to be treated and the desired effluent quality.
2	Climate Compatibility	Determine which, if any, of the natural systems are compatible for the particular climate.
3	Land Area Estimate	Determine the potential feasibility based on land area requirements for treatment and to identify possible sites.
4	Site compatibility	Evaluate those sites based on technical and economic factors. Select one or more for detailed investigations.
5	System requirements	Detailed field investigations, identification of the most cost effective alternatives, and development of criteria needed for a final design.
6	Civil and Mechanical	Collection network in the community, pump stations, transmission mechanical details piping, etc.

Modified from: Reed, Middlebrooks, and Crites (1988).

may become attractive because the feasibility of natural treatment systems depend on site conditions, climate, and related factors. A brief discussion of various considerations involved in each step follows.

Characterization of Influent and Effluent [Step 1]: It is necessary to characterize wastewater to be treated in order to match the capabilities of the treatment system to prevent design of an oversized or undersized system. The basic requirements are flow rate, the composition of the wastewater, and the time variations of flow rate. These and other characteristics can be determined by using a method found in any standard wastewater engineering textbook or such a procedure can be specified by a municipal or provincial governmental body.

The quality of treated wastewater allowed to return into receiving waterbodies is governed by policy 08-01-01 of the Ontario Ministry of the Environment (OMOE). According to this policy directive, the permissable effluent characteristics pertaining to 5-day biochemical oxygen demand (BOD_5) and suspended solids (SS) are site-specific and are evaluated by the Technical Services Group of the OMOE. If the proposal is approved, a Certificate of Approval is issued. Effluent quality requirements are listed in Table 3. A phosphorous concentration of 1 mg/L, or less, is required for wastewater draining into the Great Lakes, and a phosphorous reduction of 80% or 1 mg/L is required for waters within the Ottawa valley [Water Management (1984)].

The effluent wastewater quality guidelines for pond treatment also apply to natural-based systems used in small communities in Northwest Ontario [Hoefield(1992)]. Untreated wastewater can be used directly in most of the natural-based treatment systems. It may be beneficial to aquaculture and/or to use the wetland-based treatment systems to remove some of the settleable solids to prevent an accumulation of solids at the first still water.

Climate Comparability [Step 2]: The climatic requirements of each treatment system obviously limit compatibility to the treatment site. For each treatment system to function

effectively, at least a warm or cold climate is required. Such compatibility criteria are general enough to eliminate treatment systems associated with warmer climate from the systems required for a cooler climate.

Table 3: Guidelines for Removal of BOD and SS.

Level of Treatment	Biochemical Oxygen Demand Removed (%)	Biochemical Oxygen Demand Effluent (mg/L)	Suspended Solids Removed (%)	Suspended Solids Effluent (mg/L)
	MECHANICAL TREATMENT			
Primary	30-40	90-150	40-60	100-150
Secondary: Guidelines	95	15	90-95	15
Design objective		10		10
Tertiary	98	5	98	5
	POND TREATMENT[1]			
Guidelines		30		40
Design objectives		25		30

Summary adopted from: Pollution Control Branch (1978) and Hosfield (1992).
[1] No phosphorous removal (Hosfield (1992)).

The knowledge about the operating temperature of various systems is necessary because the reaction rates of natural processes are at a maximum during the summer and a minimum during the winter. These two situations represent extreme conditions for which design parameters are to be determined in Step 5.

Land Area Estimate [Step 3]: An estimate of the required land area can be made in order to compare each potential treatment system. Such an estimate of land area ($A=kQ_d$) is based on a factor *k* and hydraulic loading (Q_d in m^3/s). This estimate incorporates land area for access roads, pipelines, berms and a buffer zone. The *k*-factors for Land, Water and Wetland-based systems are given by Reed et al (1988) and Natural Systems (1980).

From these estimates potential sites can be chosen and feasibility of these sites can be evaluated based upon technical and economic factors. Some treatment systems could be eliminated at this stage, if it is sought to match a treatment system to a specific location where land is already available. Treatment systems deemed most viable can then be selected. Field investigations of the chosen sites are then required and an evaluation and comparison of the economics of each potential treatment system is made. In turn, such considerations lead to the development of criteria needed for a final design.

Site Compatibility [Step 4]: In a given climate, selection of sites for potential treatment systems is best achieved by using topographical, soil and land use maps. Such maps are available from the OMOE and Ministry of Natural Resources (MNR) and local municipalities. Additional information available from such maps include drainage density, location of sewer lines, proximity to wastewater source, distribution of urban areas, industrial and agricultural areas, and sites of possible future urban development.

System Requirements [Step 5]: Once the treatment systems have been matched to potential sites the next logical step is to carry out a detailed site investigation to aid in the

final selection process. Such an investigation entails confirming any map data used in the feasibility assessment, and estimating capital and operational costs. Based on such information, a final treatment system as well as a final site is selected.

It is, however, noted that the design of the selected treatment system should accommodate the wastewater flow rates, the quality of the influent, the desired effluent quality, seasonal temperature variations, as well as site specific criteria. For the proper functioning of the selected treatment system throughout the year, the design computations should assess system requirements under the extreme seasonal (i.e., the summer and winter) conditions.

Civil and Mechanical Details [Step 6]: Such considerations include the excavation of basins, construction of berms, access roads, laying of sewers to the site and pipelines or drainage tiles within the site, flow monitoring and regulating equipment, well drilling, fencing, and the acquisition and planting of vegetation required for the system. The training of personnel required to operate the system could also be part of the final implementation of the system.

COMPARATIVE ANALYSIS OF THE PROPOSED PROCEDURE:

The efficacy of the proposed procedure is now tested by designing an existing natural-based wastewater treatment facility and then comparing the design values of key parameters to that of the existing facility. For this purpose the Town of Emo located in Northwest Ontario was chosen.

The Town of Emo is situated beside Rainy River, 35 km West of the City of Fort Francis, in Northwest Ontario. The original single-cell controlled discharge facultative pond served 71% of the population of the town, or 730 people [National Inventory (1986)]. With an increasing population, this cell occasionally overflowed and was not meeting OMOE effluent quality standards [Mundy (1992)]. An expansion of the site was initiated and completed in the Fall of 1991. This consisted of an equivalent sized pond placed adjacent to the original pond. The new pond had to be constructed in an L-shape to accommodate thin soil cover and bedrock outcropping. The design parameters of old as well as expanded facility provided an unique opportunity for a comparative analysis with the values of key parameters obtained using the proposed procedure.

Each pond holds a volume of approximately 67000 m^3 and has a surface area of about four hectares, and operates with a liquid depth of 1.5 m [Sletmoen (1992)]. The contained water is held for a minimum of 30 days before it is discharged. The pond is drained over a four to five week period in the late Spring and Fall. During this period, effluent samples are collected at an interval of two or three days.

The proposed design procedure was applied to data and site conditions available at the Town of Emo. Computational considerations and other details of application of the procedure are given by Worona (1992) and also briefly

described in Appendix. A summary of the results and their comparison to the existing facility at the Town of Emo are as follows.

Design parameters for the proposed constructed wetland and the natural-based wastewater treatment facility at the Town of Emo are given in Table 4. To comply with OMOE effluent quality standards, such as effluent BOD concentration, the proposed natural-based system requires about 4.1 ha of constructed wetland. This is 25% larger than that suggested by the land area estimate. The Town of Emo facility, which originally consisted of one treatment pond of four hectares as mentioned earlier was expanded to eight hectares with the addition of a second pond. It is also noted that the proposed constructed wetland is a continuous discharge facility, whereas the existing wastewater treatment facility at the town of Emo is controlled discharge type.

Table 4: Comparison of Design Parameters.

Design Parameter	Land Area Estimate	Operating Season Summer	Operating Season Winter	Emo Treatment Ponds
Number of operating basins		10.0	10.0	2
a) Basin Area (ha)		0.4089	0.4089	4
Total Area (ha)	3.28	4.089	4.0898	8
b) Water depth (m)		0.1	0.15	1.5
c) Aspect ratio		5:1	5:1	
d) Hydraulic residence time (day)		7.7	11.5	>30
e) Hydraulic loading rate (cm/day)		0.98	0.98	
f) Pre-treatment		Primary	Primary	
g) Loading (kg/ha/day) BOD:		14.1	14.1	
TN:		7.0	7.0	

Estimates of effluent-constituent-concentrations are provided in Table 5. Suspended solids effluent concentration is anticipated to be lower than 69 mg/L, as the hydraulic residence time is greater than the suggested seven days, necessary for optimal reduction. The calculation of the total Nitrogen suggests removal of 81%, thereby reducing total Nitrogen (TN) to 13.6 mg/L. As hydraulic retention time is larger than the suggested five day minimum, the TN removal may even be better.

Table 5: Comparison of Constituent Reduction.

Constituent		Influent	Operating Season Summer	Operating Season Winter	Emo Facility Original Pond[1]
BOD_5:	Average	144	25	25	30.7
	Range				6.5-40
SS:	Average	230	<69	<69	31.5
	Range				5-60
TN:		71.7	13.6	13.6	

Note: 1 Table A1: 1991. All values in mg/L.

From above discussion, it is apparent that the design procedure resulted in a natural-based wastewater treatment system which is comparable to the treatment pond facility presently in use at the Town of Emo. In the following, the proposed procedure is applied to a typical small community in Northwest Ontario.

APPLICATION OF THE PROPOSED PROCEDURE TO A SMALL COMMUNITY:

An estimate of mean population of a typical small isolated community was obtained from a data set representing the distribution of small communities across Northwest Ontario [Ministry of Northern Development and Mines (1990-91)]. A preliminary analysis indicated that between 5.8% to 22.4% of the population has inadequate access to sewage treatment facilities. However, this percentage increased to almost 67% of population with inadequate sewage treatment on reservations. A typical small community population was found by constructing a histogram of the distribution of community populations [Worona (1992)]. The weighted average population of the distribution was found to be 351 people per community. Rural municipalities produce between 50 and 100 gallons of wastewater/person/day. Using the upper limit of this range, one obtains a design hydraulic loading, Q_d, of 135 m^3/d.

For this typical community a natural-based sewage treatment facility was designed using the six-step procedure. The computational considerations and other detail are similar to described in Appendix. Additional information is found elsewhere [Worona (1992)].

Table 6: Summary of Design Parameters.

Design Parameter		Land Area Estimate	Operating Season Summer	Operating Season Winter
Number of operating basins			6	6
a) Basin Area (ha)			0.2247	0.2247
Total Area (ha)		1.11	1.35	1.35
b) Water depth (m)			0.1	0.15
c) Aspect ratio			5:1	5:1
d) Hydraulic residence time(day)			7.5	11.2
e) Hydraulic loading rate(cm/day)			1.0	1.0
f) Pre-treatment			Primary	Primary
g) Loading (kg/ha/day)	BOD:		14.4	14.4
	TN:		7.2	7.2

The values of various design parameters and estimates of effluent-constituent-concentrations are given in Table 6 and Table 7 respectively. To comply with OMOE effluent quality standards, the proposed natural-based treatment facility requires about 1.35 ha of constructed cattail wetland. This is 21% larger than that provided by the land area estimate.

Table 7: Comparison of Constituent Reduction.

Constituent		Influent	Operating Season Summer	Operating Season Winter
BOD_5:	Average	144	25	25
SS:	Average	230	<69	<69
TN:		71.7	13.6	13.6

Note: All values in mg/L.

Hydraulic residence times are longer than the suggested minimum of five and seven days for optimum total nitrogen and suspended solids reduction. The reduction of these constituents is anticipated to be higher than 70% and 81%, respectively.

CONCLUSIONS:

Based on the results of this investigation the following conclusions can be made : a) the proposed six-step design procedure appears reasonable in the design of

natural-based wastewater treatment systems for small isolated communities in Northwest Ontario, b) the mean community population and the associated values of various design parameters for a constructed wetland treatment facility may be considered as a benchmark for comparative purposes while designing similar facilities for small communities, and c) constructed wetlands appear to be viable alternatives to conventional systems of wastewater treatment in small communities.

REFERENCES:

Carlisle, T.J. and G. Mulamoottil (1990): Artificial Wetlands for the Treatment of Stormwater. Canadian Water Resources Journal, Vol. 16, No. 4, pages 331-343.

Environmental Protection Agency (1981): Process Design Manual for Land Treatment of Municipal Wastewater, EPA 625/1-81-013.

Environment Ontario (1992): Constructed Wetlands for Stormwater Management: A Review. Water Resources Branch, Ontario Ministry of the Environment, Toronto, Ontario.

Herskowitz, J. (1986): Listowel Artificial Marsh Project Report, Research Advisory Committee, Ontario Ministry of the Environment, Project No. 128 RR.

Hosfield, D. (May, 1992): Personal Communication; Utilities Section, Ontario Ministry of the Environment, Kenora, Ontario.

Manual for Land Application of Treated Municipal Wastewater and Sludge (1984): Environmental Protection Service, EPS 6-EP-84-1, pages 216.

Mundy, D. (1992): Personal Communication; Ontario Ministry of the Environment, Kenora, Ontario. Feb. 1992.

National Inventory of Municipal Waterworks and Wastewater Systems in Canada (1986): Ministry of Supply and Services, Canada, Cat. No. E94-81/1987.

Natural Systems for Wastewater Treatment (1990): Manual of Practice FD-16, Water Pollution Control Federation, Alexandria, VA., pages 270.

Northern Ontario Directory, Information Guide to Unincorporated Communities and Indian Reserves, Ministry of Northern Development and Mines (1990-91).

Pollution Control Branch (1978): Basic Sewage Treatment Operation, Training, and Certification Section, Ontario Ministry of the Environment.

Reed, S.C., Middlebrooks, E.J., and Crites, R.W. (1988): Natural Systems for Waste Management and Treatment, McGraw-Hill, Inc., pages 308.

Sletmoen, R.G. (1992): Personal Communication; Water

Pollution Control Plant Operator, Ontario Ministry of the Environment, Fort Francis, Ontario. April, 1992.

Tchobanoglous, G. (1991): Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, and Reuse. Metcalf & Eddy, Inc., 3rd edition, [Revised by G. Tchobanoglous and F. Burton].

Water Management: Goals, Policies, Objectives and Implementation Procedures (1984): Ontario Ministry of the Environment.

Worona, R.M. (1992): Natural-Based Municipal Wastewater Treatment in Northwest Ontario. An Unpublished Undergraduate Degree Report, Department of Civil Engineering, Lakehead University, Thunder Bay, Ontario.

APPENDIX

An application of the proposed procedure for the Town of Emo located in Northwest Ontario is described below.

As described earlier, the Town of Emo is situated beside Rainy River, 35 km West of the City of Fort Francis, in Northwest Ontario. The original single-cell controlled discharge facultative pond served 71% of the population of the town, or 730 people (National Inventory, 1986). With an increasing population this cell occasionally overflowed and was not meeting Ontario Ministry of Environment (OMOE) effluent quality standards [Mundy (1992)]. An expansion of the site was initiated and completed in the Fall of 1991. This consisted of an equivalent sized pond placed adjacent to the original pond. The new pond had to be constructed in an L-shape to accommodate thin soil cover and bedrock outcropping. The design parameters of old as well as expanded facility provided an unique opportunity for a comparative analysis with the values of key parameters obtained using the proposed procedure.

Each of the two ponds at the town of Emo holds a volume of 67000 m^3 and approximately has a surface area of four hectares, and operates with a liquid depth of 1.5 m [Sletmoen (1992)]. Pertinent characteristics of the Influent, effluent and hydraulic loading data are given in Table A1. The contained water is held for a minimum of 30 days before it is discharged. The pond is drained over a four to five week period in the late Spring and Fall. During this period, effluent samples are collected at an interval of two or three days.

The proposed design procedure was applied to data and site conditions available at the Town of Emo. For illustrative purposes, computational procedures and other details pertaining to application of the procedure are discussed below.

DESIGN PROCEDURE FOR A NATURAL-BASED WASTEWATER TREATMENT FACILITY:

Characterise Influent and Effluent [Step 1]: The three year average hydraulic loading is 400 m^3/d (Table A1) and this value is considered as the design value, Q_d. The effluent BOD, design goal is 25 mg/L. Raw wastewater may directly be used for most of the treatment systems. The benefit of pre-treatment basins used in aquaculture and wetland-based systems, however, lies in the reduction of accumulated sediments at the entrance of such systems. The nature of pre-treatment, if deeded necessary, is designed in Step 4.

Climate Compatibility [Step 2]: The climate of the Emo area is cooler than warmer. This will eliminate treatment systems suited to the Southern United States. The remainder of the land-based systems, three of the water-based systems, and one of the wetland-based systems fit the climate of the Emo area. These systems are indicated in as 'Candidate' systems (Table A2) while other treatment systems, indicated as 'NC' systems, are deemed incompatible.

Land Area Estimate [Step 3]: Based on the assumption that there are no land area restrictions at the site, the land area estimates (Table A2) for all those systems considered as candidate system are obtained using *k*-factors.

Site Compatibility [Step 4]: The area surrounding the Town of Emo is characterised by thin soils and outcropping of bedrock (Sletmoen, 1992). The lack of substantial soil base in the area obviously implies that the land-based systems are less likely to be feasible. Piping the effluent to an area with suitable soil would add to costs. An aerated pond is not considered as it requires electricity and maintenance of the aeration equipment. Further, it is desirable in a rural setting to reduce the dependency on external energy sources. Continuous discharge facultative ponds do not comply with OMOE regulations [Hosfield (1992)] and thus are not considered. All those treatment systems considered to be site compatible are indicated as 'Yes' (Table A2). The existing facility at the Town of Emo uses a controlled discharge treatment pond, therefore, for comparative purposes, a constructed wetland with free-surface became the obvious choice for treatment system. Various design parameters (Table A3) of this system were evaluate. Other technical, as

well as, social, and institutional aspects are also incorporated in the proposed design procedure.

Table A1: Characteristics of Influent, Effluent, and Hydraulic Loading for the Wastewater Treatment Facility at the Town of Emo.

	Quality Parameter	Typical Influent[1] (mg/L)	Effluent[2] (mg/L) 1989	1990	1991
BOD_5	Annual average	144.0	13.5	16.1	30.7
	June[3]				6.5-18
	October[3]				19-40
Suspended solids	Annual average	230.0	21.7	24.5	31.5
	June[3]				5-15
	October[3]				20-60
Ammonia		27.75			
Total Kjeldahl Nitrogen		43.5			
Nitrite		0.05			
Nitrate		0.4			
Total Phosphorous		5.7	1.62	1.75	1.48
Hydraulic Loading[2] (m^3/d)			460	370	365

Note: [1] Bletsoen (1992), [2] Mundy (1992), and [3] Hosfield (1992).

Table A2: Compatibility and Land Area Estimates.

System	Method	Climate Compatibility	Land Area Estimate(ha)	Site Compatibility
Land-based	Slow rate systems	Candidate	0.24	No
	Rapid infiltration systems	Candidate	0.02	No
	Overland flow	Candidate	0.156	No
Water-based	Oxidation ponds			
	Facultative ponds: in cold climates	Candidate		
	: in warm climates	NC		
	Controlled discharge ponds	Candidate	6.52	Yes
	Partial mix aerated ponds	Candidate	1.16	No
	Hyacinth ponds: Secondary	NC		
	: Advanced Secondary	NC		
	: Tertiary hyacinth ponds	NC		
Wetland-based	Subsurface water flow	NC		
	Free-water surface	Candidate	3.28	Yes

Table A3: Summary of Free-Water Surface Wetland Design Parameters.

Design Parameter	Lower Limit	Upper Limit
a) Area (ha/1000 m^3/d)	3-4	-
b) Water depth (m)	-	0.5
c) Aspect ratio	2:1	-
d) Hydraulic residence time[1] (d)	5-10	-
e) Hydraulic loading (cm/d)	-	2.5-5
f) Pretreatment	Primary, Secondary optional	-
g) Loading (kg/ha/d) BOD:	-	100-110
TN[2]:	-	60

[1] Seven days is optimal for a northern wetland

[2] Total Nitrogen = Total Kjeldahl Nitrogen + ammonia + nitrite + nitrate [Tchobanoglous (1991)] Modified from: Natural Systems(1990).

System Requirements [Step 5]: The system requirements are obtained based on the assumption that soil characteristics are suitable for use in wetlands, the proposed site is not part of a flood plain, and the extreme conditions under which the wetland is expected to function successfully will occur during the summer and winter months. In the following, the required wetland area is obtained by evaluating these conditions.

Table A4: Water Temperature Records from Listowel Test Site.

Season/Month	Influent	Effluent	Midpoint	Seasonal Average
Summer				15
April	8	3.5	5.75	
May	10.5	7.5	9	
June	20	14	17	
July	21	17.5	19.25	
August	22	17.5	19.75	
September	19	15	17	
Winter				3
October	9	11	10	
November	5	4	4.5	
December	1.5	0.5	1	
January	1	0.5	0.75	
February	1.5	1	1.25	
March	3	0	1.5	

Note: All temperature data entries in °C.

The operating water temperatures used for the summer and winter seasons are 15°C and 3°C respectively. These temperature values are obtained (Table A4) based water temperature records (1983-1984) at the OMOE Listowel wetland study [Herskowitz (1986)]. The desired wetland area is obtained by using trickling filter plug-flow kinetic equation to model the flow through a wetland system. The basic design equation [Reed et al (1988)] used for constructed wetlands with a free-water surface and having slope of less than one percent is given below.

$$\frac{C_e}{C_o} = A \exp\left[\frac{0.7 * K_T * (A_v)^{1.75} * L * W * d * n}{Q_d}\right].$$

where, $A=0.52$, $K_T=0.0057*(1.1)^{(T-20)}$, $A_v=15.2$, $n=0.75$, Q_d=hydraulic loading rate (m^3/d).

The wetland area for the summer season was obtained based on the evaluation of the reaction rate constant (K_T) at a temperature of 15°C (Table A4). A water depth of 0.1 m is used because this depth has been proven adequate at the OMOE Listowel wetland study, and it does not exceed the maximum recommended depth of 0.5 m [Natural Systems (1990)]. The evaluation of K_T, and of wetland area (L*W) are shown below.

C_o = 25 mg/L D = 0.1 m $K_T = 0.0057*(1.1)^{15-20} = 0.00354$
C_e =144 mg/L Q_d= 400 m^3/d

$$\frac{25}{144} = 0.52 \exp\left[\frac{0.7*0.00354*(15.7)^{1.75}*L*W*0.1*0.75}{400}\right].$$

Therefore, one obtains the basin size (L*W=) 19067 m^2.

The wetland area for the winter season was obtained based on the assumption that the values of BOD_5 of the influent and effluent, during the winter months, would not change from the values set in the treatment objective. The reaction rate constant (K_T) was evaluated at a temperature of 3°C (Table A4). A water depth of 0.3 metres was used to

allow for a depth of 0.15 m of ice thereby maintaining an effective water depth of 0.15 m (Herskowitz, 1986).

C_o= 25 mg/L D = 0.15 m K_T= 0.0057*(1.1)$^{1.7}$= 0.001128
C_e= 144 mg/L Q_d= 400 m^3/d

$$\frac{25}{144} = 0.52 \exp\left[\frac{0.7*0.001128*(15.7)^{1.75}*L*W*0.15*0.75}{400}\right].$$

Therefore, one obtains the basin size (L*W=) 39892 m^2.

ACCEPTANCE OF DESIGN PARAMETERS:

The estimates of wetland area under extreme weather conditions (winter and summer) are based on individual design parameters. The requirement of wetland area during the winter season is more compared to the summer season. To allow for satisfactory performance of a treatment facility to function throughout the year, the larger area is chosen as the minimum required wetland area. Based on the accepted value of the wetland area, other design parameters are calculated and various dimensions are accordingly adjusted to comply with specifications (Table A3).

Winter Season Operation: The minimum calculated wetland area is 39,892 m^2. Consider using 10 basins, each of 3989 m^2, with an aspect ratio of 5:1. The resulting dimensions of each basin are: Length=141 m and Width=29 m.

The design parameters (Table A3) are used to obtain the final site dimensions. Calculations of the design parameters are described below.

a) Minimum area $\leq$ Area provided
3-4 ha/1000 m^3/d $\leq$ 4.089 ha/400 m^3/d = 9.973 ha/1000 m^3/d

b) Maximum water depth $\geq$ Depth provided
0.5 m $\geq$ 0.15 m

c) Minimum aspect ratio $\leq$ Aspect ratio used
2:1 $\leq$ 5:1

d) Hydraulic residence time = d*A*n/Q_d=0.15*40890*0.75/400
= 11.5 days.

Minimum hydraulic residence time $\leq$ hydraulic residence time provided
5-10 days $\leq$ 11.5 days

e) Hydraulic loading rate, HLR=Q_d/Area=400/40890
=0.0098 m/d=0.98 cm/d

Maximum hydraulic loading rate $\geq$ Hydraulic loading rate provided
2.5-5 cm/d $\geq$ 0.98 cm/d

f) Primary treatment could be performed by installation of settling basins with residence time of less than a

few days, or grit screens, or both. The resultant effect of settling basins is to cause reduction in BOD_5 and SS loadings, thereby leading to reduction in required wetland area.

g) BOD loading= $Q_d * BOD_5/Area = 400*(144*10^4/10^1)/4.089$
= 14.1 kg/ha/d

Maximum BOD loading ≥ BOD loading applied
100-110 kg/ha/d ≥ 14.1 kg/ha/d

TN loading= $Q_d * TN/Area = 400*((43.5+27.75+0.05+0.4)*10^4/10^3)/4.089$ = 7.0 kg/ha/d

Maximum TN ≥ TN applied
60 kg/ha/d ≥ 7.0 kg/ha/d

Summer Season Operation: The minimum required wetland area is 19, 067 m^2. The number of basins with same dimensions as for the winter conditions is five. The design parameters (Table A3) are again used to obtain the final site dimensions. Calculations of the design parameters are described below.

a) Minimum area ≤ Area provided
3-4 ha/1000 m^3/d ≤ 2.04 ha/400 m^3/d = 5.1 ha/1000 m^3/d

b) Maximum water depth ≥ Depth provided
0.5 m ≥ 0.1 m

c) Minimum aspect ratio ≤ Aspect ratio used
2:1 ≤ 5:1

d) Hydraulic residence time= $d*A*n/Q_d$= 0.1*5*4089*0.75/400
= 3.8 days.

Additional five basins are added in order to increase the hydraulic residence time, as shown below:

Hydraulic residence time= $d*A*n/Q_d$= 0.1*10*4089*0.75/400
= 7.7 days.

Minimum hydraulic residence time ≤ Hydraulic residence time provided
5-10 days ≤ 7.7 days.

e) Hydraulic loading rate, HLR=Q_d/Area=400/40890
=0.00978 m/d=0.98 cm/d

Maximum hydraulic loading rate ≥ Hydraulic loading rate provided
2.5-5 cm/d ≥ 0.98 cm/d

f) Comments made under winter operations also apply during summer operations.

g) BOD loading=$Q_d * BOD_5/Area = 400*(144*10^4/10^1)/4.089$
= 14.1 kg/ha/d

Maximum BOD loading ≥ BOD loading applied
100-110 kg/ha/d ≥ 14.1 kg/ha/d

TN loading = Q_a*TN/Area
= 400*((43.5+27.75+0.05+0.4)*10^6/10^3)/4.089
= 7.0 kg/ha/d

Maximum TN ≥ TN applied
60 kg/ha/d ≥ 7.0 kg/ha/d

Civil and Mechanical Details [Step 6]: Such considerations are site specific and as such should be designed upon the final decision is made for the site.

CONSTITUENT POLLUTANT REDUCTION:

Design parameters need to be defined before the extent of total nitrogen and suspended solids removal can be estimated. Suspended solids removal is influenced by hydraulic retention time, which permits solids to settle. Total nitrogen removal is described by an empirical relationship. The seasonal influent and effluent reductions in these constituents are estimated below.

Suspended Solids: The effluent concentration of suspended solids would be less than 69 mg/L during summer and winter operation, as the hydraulic residence time in both cases is greater than seven days.

C_e= 0.7*C_i = 0.7*230.0
< 69 mg/L

Where, C_e and C_i are suspended solids in effluent and influent respectively.

Total Nitrogen: The effluent concentration of total nitrogen is estimated to be 13.6 mg/L during summer and winter operation.

C_e=0.193*Co+1.55*HLR-1.75=0.193*71.7+1.55*0.98-1.75
= 13.6 mg/L.

EPANDAGE SOUTERRAIN COLLECTIF

ETAT DE LA PRATIQUE

par

LESAVRE J.[1], AMEVET A.F.[1], BLANC X.[2]

(1)Agence de l'Eau SEINE-NORMANDIE (C.R.E.A.T.E.)
5/7/9, bd Louis Seguin – 92700 COLOMBES (FRANCE)
(2)Agence de l'Eau RHIN-MEUSE
BP n°19 – 57161 -MOULINS-LES-METZ Cedex

INTRODUCTION

Les eaux résiduaires domestiques épandues sur un sol en place ou rapporté subissent une biofiltration assurant une dégradation poussée des agents polluants. Ce potentiel épurateur est dû essentiellement à l'action de filtration du matériau et aux processus de dégradation biologique aérobie des microorganismes présents.

Ces propriétés ont été largement misent en oeuvre en assainissement autonome unifamilial (assainissement à la parcelle, assainissement individuel...) qui fait l'objet d'un ensemble de textes qui fixent notamment le choix des filières les mieux adaptées, les règles d'installation des différents équipements.

La transposition de ces techniques pour épurer les effluents des petites collectivités doit faire l'objet d'une attention particulière notamment en ce qui concerne le choix des dispositifs, le dimensionnement des ouvrages, les contraintes d'entretien. C'est dans ce cadre et pour répondre au manque de codification qu'une enquête au niveau national a été effectuée pour identifier les caractéristiques des ouvrages existants et pour évaluer les performances de certains dispositifs considérés comme reorésentatifs compte tenu de l'état de la pratique.

L'utilisation de ces techniques ne peut être considérée comme marginale en France dans la mesure ou une proportion significative de la population se trouve répartie dans des communes de faible taille : 6700 communes ont une population comprise entre 100 et 200 habitants, 25200 communes soit au total 6,9 millions d'habitants ont moins de 700 habitants chacune (Fig n°1).

ETAT DU PARC

Pour évaluer l'importance du parc des installations d'épandage souterrain collectif, un recensement a été effectué au niveau des 95 départements français en questionnant DDASS, DDAF, DOE et SATESE ainsi que certains bureaux d'études spécialisés. Au total 1060 dispositifs d'épandage souterrain ont été recensés. Par la suite, sur la base des

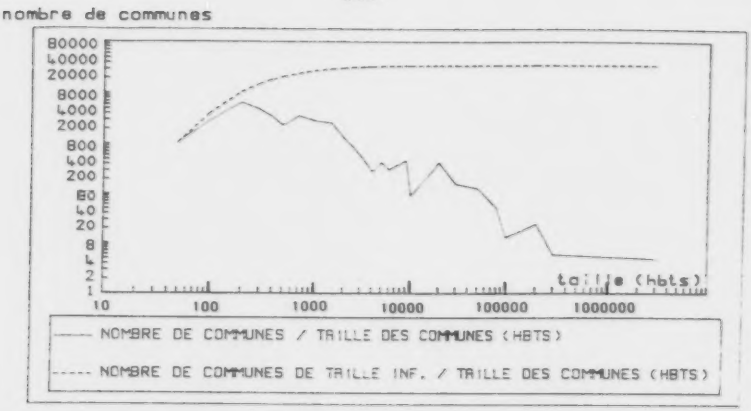


Fig n°1 répartition des communes françaises selon leur taille

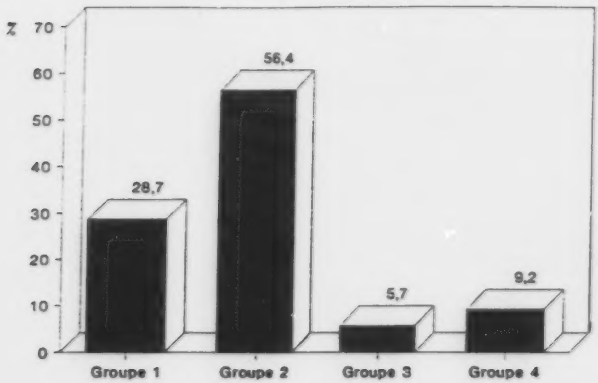


Fig n°2 : Types de collectivités équipées d'un épandage souterrain collectif (base:enquête sur 87 dispositifs).

Group7 1: habitat saisonnier (camping, colonies...)
Groupe 2: habitat permanent (hameaux, lotissements...)
Groupe 3: hôtels, restaurants
Groupe 4: autres (salles polyvalentes, aires de station service, bases de loisirs)

réponses obtenues, 168 questionnaires détaillés ont été envoyés dans les départements concernés pour préciser, au niveau de chaque dispositif identifié, les points suivants:

- localisation du site et renseignements généraux sur l'ouvrage (concepteur, capacité, nature du réseau, lieu de rejet...)
- schéma de principe du dispositif et description détaillée de chaque élément de la filière
- les performances épuratoires
- contrainte et fréquence d'entretien
- coût d'investissement

Les réponses obtenues ont permis une exploitation portant sur un échantillon de 87 dispositifs.

ANALYSE DES RESULTATS

Identification des collectivités équipées:

La Figure n°2 indique que les épandages collectifs de l' échantillon retenu concernent essentiellement les groupements d'habitations habitées en permanence bien que les premières investigations menées lors du recensement aient fait apparaître une forte proportion d'ouvrages (80 %) ayant un fonctionnement saisonnier. Cette différence s'explique par la volonté délibérée de sélectionner des sites récents, représentatifs et pour lesquels l'information technique est disponible.

Capacité des installations:

La capacité nominale des stations est comprise entre 12 et 600 habitants. La Fig n°3 indique que près de 90 % des installations concernent des collectivités de moins de 300 habitants.

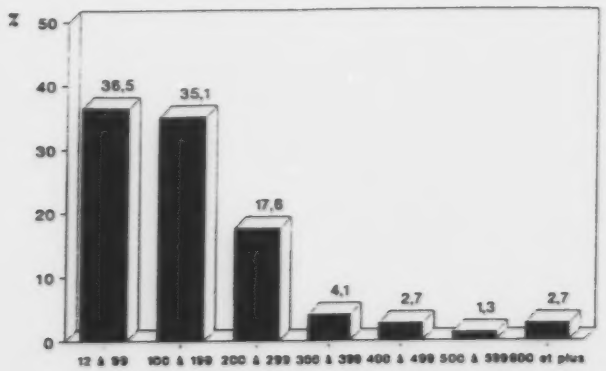


Fig n°3: Répartition des capacités nominales des installations (base: enquête sur 87 dispositifs)

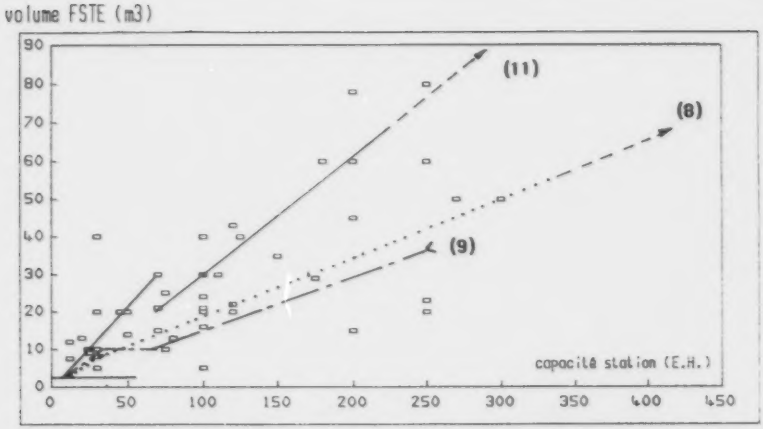


Fig n°4: comparaison des capacités des fosses septiques toutes eaux par rapport aux préconisations extraites de la bibliographie.
(11), (8), (9): références bibliographiques

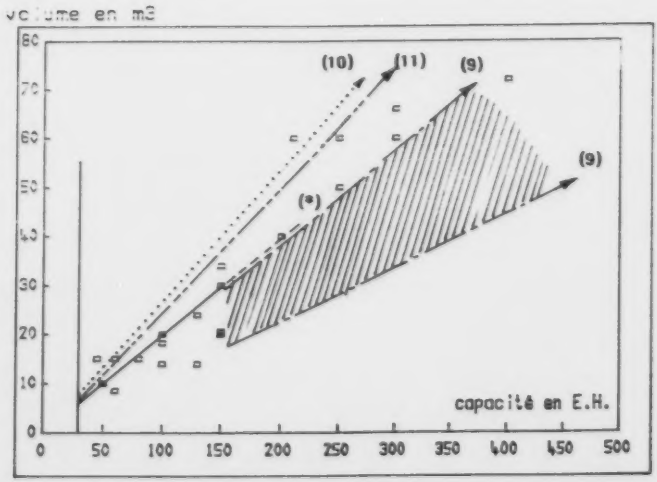


Fig n°5: Comparaison des capacités des décanteurs digesteurs par rapport aux préconisations extraites de la bibliographie.
(*) arrêté du 3 mars 1982
(9), (10), (11): références bibliographiques

Description de la filière:

– Prétraitement:

Les dégrilleurs, dessableurs et débourbeurs sont très rarement intégrés dans les filières, moins de 8% des cas.

25% des dispositifs étudiés sont équipés de bacs séparateurs à graisses. Il s'agit principalement des campings. Notons que le bac séparateur à graisses est obligatoire pour les établissements à cuisine collective.

– Ouvrages de décantation–digestion:

a) F.S.T.E.: elle est utilisée dans 2/3 des cas. Le choix entre FSTE et décanteur digesteur dépend plus des habitudes des concepteurs que des performances connues des dispositifs. D'après la Fig n°4 , 73 % des FSTE ont un volume qui se situe dans le fuseau déterminé par les courbes de dimensionnement extraites de la bibliographie. 85% des FSTE sont dimensionnées au delà des préconisations minimales.

b) Décanteurs digesteurs: La quasi totalité des dispositifs ont un volume suffisant par rapport aux préconisations tirées de la littérature (Fig n°5). Notons qu'en France l'arrêté du 3 mars 1982 fixe une capacité minimale de 30 usagers pour le décanteur digesteur et un volume minimale de 200 l/usager.jour entre 30 et 150 habitants.

– Protection de l'épandage:

Le préfiltre constitue le fusible de l'installation permettant de protéger l'épandage souterrain placé à l'aval contre tout risque de colmatage provoqué par les fuites de boues des organes de décantation placés à l'amont. En assainissement autonome unifamiliale, son utilisation est recommandée mais non obligatoire. Le préfiltre équipe 48% des filières et reste dans la majorité des cas (61%) sous dimensionnés (Fig n°6). Ce dernier point s'explique par la commercialisation par les constructeurs de versions préfabriquées de volume inférieur à 2 m^3.

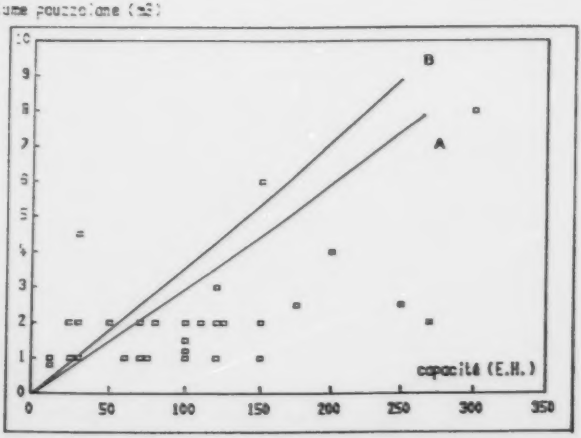


Fig n°6 : Comparaison du volume des préfiltres installés par rapport aux dimensionnements issus de la bibliographie
A: 30 l/usager, B: 35 l/usager (Ref. bibliographiques (10), (12))

– Type d'alimentation :

Le mode de distribution de l'effluent sur la plage d'infiltration s'effectue:

- gravitairement (59% des cas)
- sous pression par pompe (28%)
- par chasse mécanique (13%)

Ces proportions ne sont sans doute pas représentatives du parc national car les dispositifs à alimentation non gravitaire, témoin d'une conception récente, ont été systématiquement retenus pour la constitution de l'échantillon.

– Les différentes filières:

Plus de 40% des épandages souterrains sont des filtres à sable verticaux. Les dispositifs avec tranchées représentent plus de 25% des cas mais ils témoignent surtout d'une mise en oeuvre ancienne. Filtres à sable horizontaux, tertres d'infiltration et lits d'infiltration représentent chacun environ 10% des cas.

– Dimensionnement des épandages:

Il est généralement opéré sur la base de 150 l/habitant.j. Celui–ci n'a pu être appréhendé que pour les tranchées d'infiltration et les filtres à sable verticaux.

a)Tranchées: 50 % des épandages admettent des doses comprises entre 20 et 50 $l/m^2.j$ (par rapport à la superficie du fond des tranchées).

b)Filtre à sable verticaux: Pour ce type d'ouvrage les bases du dimensionnement sont comprises entre 3 et 5 m^2 par usager, chiffres que l'on retrouve dans 38% des cas étudiés. 24% des épandages ont plus de $5m^2$ par usager, 38% ont moins de 3 m^2 par usager.

– Performances épuratoires:

65% des ouvrages sont drainés et seulement 28% disposent d'une analyse. Leurs résultats recueillis étant dans de nombreux cas incomplets, seuls les rendements obtenus sur des dispositifs alimentés sous pression seront rapportés plus loin dans notre propos.

– Evaluation de la conception , du fonctionnement, de l'entretien des dispositifs:

Les défauts de <u>réalisation</u> les plus fréquemment rencontrés sont:

- * montage à l'envers des équipements de prétraitement et de décantation,
- * préfiltre sans pouzzolane,
- * sable et gravier mal sélectionnés ou en quantité insuffisante,
- * regard de répartition bricolé,
- * pose défectueuse des drains de répartition (contre–pente...)

Les défauts de <u>conception</u> généralement trouvés sont:

- * l'alimentation gravitaire mal adaptée pour équirépartir l'effluent sur la totalité de la surface d'infiltration
- * l'absence de préfiltre

L'entretien consiste à vidanger les différents dispositifs d'accumulation, à vérifier le fonctionnement hydraulique et mécanique des ouvrages et équipements, à tondre le terrain.
Cet entretien est assuré dans 62% des cas par la commune, 24% par une société exploitante et 14% par les propriétaires et copropriétaires.
Notre enquête a permis de déterminer des fréquences moyennes de vidange :

* 18 mois pour les FSTE, les fréquences généralement admises sont de l'ordre de 3 ans,
* 11 mois pour les décanteurs digesteurs alors que les préconisations fixent des passages tous les 6 mois,
* 9 mois pour le bac séparateur à graisse contre 4 mois prévus par la circulaire du 20 août 1984.

ALIMENTATION SOUS PRESSION DES EPANDAGES

Comme nous l'avons signalé plus haut, la plupart des dispositifs possèdent des tuyaux de répartition de l'effluent alimentés gravitairement.

C'est un mode de distribution dérivé de l'assainissement autonome unifamilial mais qui ne peut être conservé lorsque les surfaces d'épandage deviennent plus importante. En effet, le constat de la mauvaise répartition par les drains gravitaires est un phénomène connu et étudié (WIUFF 1981, CONVERSE 1974)

Les difficultés rencontrées pour réaliser une équirépartition de l'effluent par un réseau gravitaire a conduit naturellement le concepteur à rechercher des solutions qui progressivement ont aboutit à la mise en pression du réseau. Pratiquement, il faut donc intégrer entre le prétraitement et l'épandage un siphon (réservoir de chasse) ou une pompe (Fig n°7).

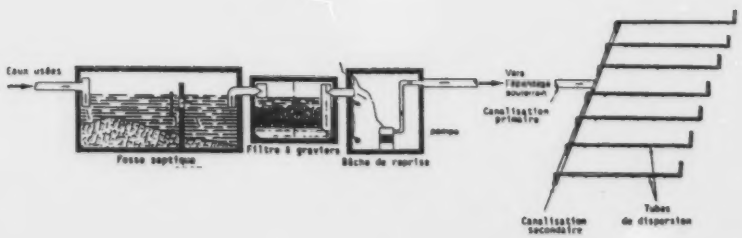


Fig n°7 : Schéma général d'une filière avec épandage souterrain sous pression

Tableau n°1: Caractéristiques de 20 épandages souterrains alimentés sous pression

N°	NATURE DES CONSTRUCTIONS RACCORDEES	TYPE D'OCCUPATION P:permanent S:saisonnier	CAPACITE NOMINALE (E.H.)	NATURE DE L'EPANDAGE	PRETRAITEMENT R: Regroupé I: Individuel	ALIMENTATION RC: chasse PP: pompe	DATE DE MISE EN SERVICE
1	Logements	PS	55	Epandage souterrain	R	RC	05/90
2	Hôtel-restaurant	S	100	Epandage souterrain	R	RC	07/91
3	Logements, hôtels, restaurants	PS	130	Tertre drainé	I	RC	06/88
4	Logements, hôtels, restaurants	PS	150	Tertre drainé	I	RC	06/88
5	Logements, centre de vacances	PS	105	Tertre drainé	I	RC	12/89
6	Logements, centre de vacances	PS	70	Tertre drainé	I	RC	08/91
7	Hôtel-restaurant, centre de vacances	S	70	Tertre	I	RC	04/91
8	Hôtel-restaurant, centre hospitalier	S	80	Tertre	R	RC	10/88
9	Logements	P	105	Lit filtrant drainé	R	PP	09/90
10	Logements, bureaux	P	30	Lit filtrant drainé	R	PP	02/91
11	Hôtel-restaurant, centre de vacances	S	50	Tertre	I	RC	10/90
12	Centre de vacances	S	70	Tertre drainé	R	RC	01/90
13	Camping	S	55	Lit filtrant drainé	R	PP	07/91
14	Usine	P	250	Lit filtrant drainé	R	PP	07/90
15	Camping, base de loisirs	S	390	Lit filtrant drainé	R	PP	05/90
16	Logements	P	100	Lit filtrant drainé	I	PP	05/89
17	Logements	P	60	Lit filtrant drainé	I	PP	09/90
18	Logements	P	175	Tertre drainé	R	RC	01/91
19	Hotel, entreprise	PS	120	Lit filtrant drainé	I	PP	11/89
20	Logements	P	25	Lit filtrant drainé	R	PP	03/88

Les drains classiques utilisés jusqu'alors ne pouvant être mis en pression qu'en apportant des débits instantanés très importants, ceux-ci ont été remplacés par des rampes de plus petit diamètre.

La mise en pression des réseaux de distribution en épandage souterrain constitue une technique qui a dépassé, compte tenu des réalisations existantes, l'épreuve du stade expérimental. C'est pourquoi il apparaît utile à ce stade du développement de rapporter les résultats (performances, fonctionnement) obtenus sur un échantillon d'une vingtaine de stations.

Description de l'échantillon:

Les principales caractéristiques des stations étudiées figurent au tableau n°1. La pression mesurée dans les drains varie entre 0,7 et 1,3 mètres de colonne d'eau, 1 mètre en moyenne.

Performances épuratoires:

Celles-ci n'ont pu être évaluées que sur huit épandages à partir d'échantillons instantanés prélevés soit à partir de dispositifs partiellement étanchés (2 cas) soit par récupération à la base du filtre d'une fraction du débit non infiltré. Dans ces conditions, les résultats ne constituent qu'une indication qu'il faudra confirmer, surtout pour l'azote, par des suivis longs sur des dispositifs totalement étanchés.

Le tableau n°2 montre que les rendements obtenus sur DCO, DBO5, MES sont très élevés, souvent supérieurs à 90%. La nitrification de l'azote est correctement réalisée, la dénitrification, due à des micro-zones anoxiques est partielle et aléatoire. Les rendements sur le phosphore apparaissent relativement élevés et devront être confirmés par des investigations complémentaires pour détecter les éventuels phénomènes d'accumulation-relargage. Excepté 2 cas, les abattements sur les germes tests de contamination confirment l'intérêt de ces techniques en terme de désinfection.

Tableau n°2 : Rendements épuratoires obtenus sur 8 épandages (sans prise en compte du prétraitement)

		nº des épandages (cf tableau nº1)							
PERFORMANCES		6	5	3 et 4	2	11	9	19	18
DCO	%	92	92	88	81	64	94	96	> 98
DBO5	%	95	96	93	91	75	> 98	> 98	> 98
MEST	%	99	99	100	87	84	91	96	98
NTK	%	95	97	82	92	97	97	98	99
Ng	%	29	17	48	49	70	35	34	45
PT	%	97	20	72	98	95	59	53	54
COL	Ulog	5	5	1	2	3	4	4	4
E.C.	Ulog	6	6	0	2	3	4	5	6
STREP	Ulog	4	5	1	0	2	4	5	5

Contrôle de la pression:

Le concepteur doit veiller à réaliser un réseau d'épandage permettant de vérifier à tout moment la pression dans les drains de répartition. Ces prises de pression, protégée, d'accès facile sont indispensables pour vérifier le fonctionnement du système d'alimentation (pompe, siphon) et pour suivre dans le temps l'encrassement du réseau (colmatage des orifices, dépôt de boue, rupture, fuite...)

Sur tous les épandages exepté deux cas (n°16 et n°17 tableau n°1) les courbes de pression du dispositif en service ont été comparées à celles obtenues lors de la mise en service de l'ouvrage. Dans 40% des cas les courbes de pression sont identiques, pour 20% on observe une légère baisse (5 à 30 cm) et 40% présentent une augmentation faible (10 à 20 cm).

Coût:

Le coût des travaux à partir des prix réels d'entreprises a été rapporté (Fig n° 8) en exploitant les données obtenues sur 11 sites réalisés entre 1988 et 1991. L'investissemnt élevé est lié à la faible capacité des installations étudiées (capacité nominale inférieure à 400 Equivalents –Habitants)

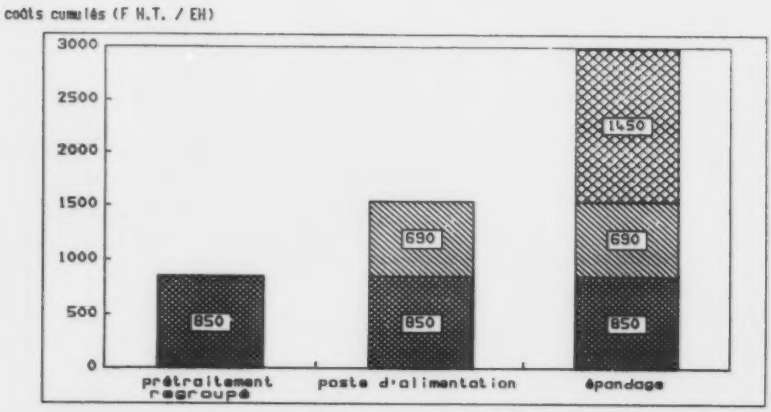


Fig n°8 : Coût moyen des épandages souterrains sous pression (11 sites réalisés de 1988 à 1991)

Exploitation

Celle-ci se résume en des visites de routine et de contrôle et en des opérations d'entretien.

L'estimation de la fréquence des entretiens dépend entre autre du fonctionnement saisonnier et permanent de l'installation.

- Visite de routine

  * vérification générale du fonctionnement mécanique des installations
  * temps estimé sur le site : 1/2 heure
  * fréquence : par quinzaine (hebdomadaire en fonctionnement saisonnier)

- Visite de contrôle

  * vérification fine de chaque élément de la filière (écoulement des eaux, évaluation des dépôts, état du préfiltre, fonctionnement des pompes, relevé des compteurs, prise de pression...)
  * temps estimé sur le site : 1 heure
  * fréquence : mensuelle (par quinzaine en fonctionnement saisonnier)

- Entretien

  * mesure du niveau des boues dans le prétraitement (vidange éventuellement), établissement des courbes de pression de l'épandage, contrôle et entretien général des équipements (niveaux d'huile des pompes, automatismes)
  * temps estimé sur le site : 3/4 heures
  * fréquence : tous les six mois (à chaque ouverture des activités saisonnières).
  * la tonte des surfaces engazonnées doit s'effectuer par quinzaine de mai à octobre.

CONCLUSION

Les techniques de l'assainissement groupé répondent parfaitement à l'épuration des effluents des petites collectivités car les contraintes d'entretien sont réduites et les performances épuratoires élevées.

Elles présentent en outre de nombreux avantages :

- insensibilité au gel
- absence de nuisance (odeur, bruit)
- bonne intégration dans le site

BIBLIOGRAPHIE

1- AMEVET A.F, 1992, "La filière "Prétraitement + épandage souterrain collectif" : une solution d'assainissement pour les petites collectivités", Mémoire de fin d'étude, Agence de l'eau Seine-Normandie/E.S.I.T.P.A.

2- CATROUX G., GERMON J.C., GRAFFIN P., 1974, "L'utilisation du sol comme système épurateur", Ann.agron. 25 (2-3) p 179-193

3- ETUDE INTER-AGENCES, 1985, "Etude préparatoire à un guide de l'assainissement par groupement d'habitations", Chargé d'étude B.U.R.G.E.A.P.

4- ETUDE INTER-AGENCES, à paraître, "Evaluation des performances et contraintes d'entretien en assainissement regroupé", Chargé d'étude S.E.P.A.A.M environnement.

5- LESAVRE J., ZAIRI A., 1988, "Epuration des eaux résiduaires par épandage souterrain sous pression : conception et évaluation de la filière de traitement", Thèse de doctorat, Université Pierre et Marie Curie.

6- WIUFF R., 1981, " Distribution of wastewater in drain field pipe",J. Env. Eng. Div. Proc. of ASCE, vol 107, EE5.

7- CONVERSE J.C., 1974, " Distribution of domestic waste effluent in soil absorption beds", Transaction of ASAE, 17.

8-E.A.T. ENVIRONNEMENT INC., SOCIETE QUEBECOISE D'ASSAINISSEMENT DES EAUX, 1991, "Guide technique sur la conception des installations septiques communautaires"

9- SECRETARIAT D'ETAT AUPRES DU PREMIER MINISTRE CHARGE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA PREVENTION DES RISQUES TECHNOLOGIQUES ET NATURELS MAJEURS, 1989, "Assainissement des terrains de camping et de caravanage", Cahier technique de la Direction de l'Eau et de la Prévention des pollutions et des Risques n°26.

10- SERVICE TECHNIQUE DE L'URBANISME, 1985, "Assainisement autonome, eaux usées-eaux pluviales, élément pour un bilan tehnico économique".

11-ETUDE INTER-AGENCES, 1980, "L'assainissement individuel, principes et techniques actuelles", Agence de l'Eau Loire-Bretagne.

12-GOUGOUSSIS C., 1978, "Assainissement individuel et aptitude des sols à l'élimination et à l'épuration des effluents domestiques", Thèse de doctorat, Université Pierre et Marie Curie.

Conception d'un système de traitement d'eaux usées à partir de marais artificiels adapté aux conditions québécoises

Présenté au:

15e Symposium International sur le traitement des eaux usées tenu du 17 au 19 novembre 1992 à Montréal, Québec

Par:

Réjean Villeneuve, ingénieur
Les Consultants RSA
585, boulevard Dequen
Alma, Québec
G8B 5Z1

1. MISE EN SITUATION

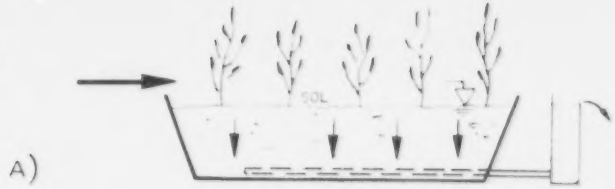
Les procédés de traitement des eaux usées à l'aide de plantes de marais sont de plus en plus utilisés dans divers pays. Ceux-ci s'avèrent particulièrement bien adaptés pour les petites agglomérations urbaines et les industries isolées. On peut regrouper les éléments de procédés de traitement par les plantes en quatre classes sur la base du niveau d'eau dans le système, la direction d'écoulement et du type de plante utilisé. La figure 1 montre une coupe schématique de chacun de ceux-ci.

On retrouve en premier lieu les unités à écoulement vertical. L'alimentation en eau usée se fait au-dessus de la surface du sol. Le liquide percole verticalement au travers d'un média filtrant et est capté au fond du système. Normalement, le niveau d'eau est au niveau de la surface ou légèrement supérieur (± 100 mm).

Le second type de procédé est caractérisé par un écoulement des eaux usées horizontal au travers d'un média filtrant. Le niveau de la nappe phréatique est normalement maintenu légèrement sous la surface.

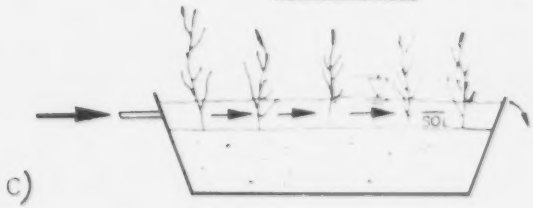
Les deux derniers types de procédés sont conçus afin que les eaux usées s'écoulent en surface. Dans un premier cas, le niveau d'eau est maintenu généralement de 200 @ 400 mm au-dessus du niveau du sol et la végétation est constituée principalement de plantes émergentes. Le dernier système opère généralement à des profondeurs supérieures à 600 mm et la végétation est constituée de plantes flottantes telles que des lentilles d'eau (*Lemna minor*) ou lenticules (*Lemna sp.*) ou des jacinthes d'eau (*Eichornia crassipes*).

Certains systèmes de traitement comportent un seul type d'éléments de procédés. On retrouve en effet, principalement, des systèmes regroupant une ou plusieurs unité(s) à écoulement horizontal sous la surface et d'autres systèmes composés d'unités à écoulement en surface. Les unités verticales ne sont généralement pas utilisées seules. Elles font normalement partie d'un système hybride qui comporte normalement, en tête de traitement, des unités verticales suivies d'un ou de quelques étage(s) à écoulement sous la surface et terminées par un système à écoulement en surface. Nous regroupons ces types de procédés sous le vocable système hybride.



Unité à écoulement **V**ertical
Type 1- (V)

Unité à écoulement **H**orizontal **S**ous la **S**urface
Type 2- (HSS)



Unité à écoulement **H**orizontal **E**n **S**urface avec plantes **E**mergentes
Type 3- (HESE)

Unité à écoulement **H**orizontal **E**n **S**urface avec plantes **F**lottantes
Type 4- (HESF)

FIGURE 1

CLASSIFICATION DES ÉLÉMENTS DE PROCÉDÉ

2. COMPARAISON SOMMAIRE DE LA PERFORMANCE DES DIFFÉRENTS SYSTÈMES

Le tableau 1 montre la synthèse des charges et rendements pour chacun des quatre types de systèmes de traitement (HSS, HESE, HESF et hybride) sur la base de résultats des différents systèmes cités dans la littérature.

Le taux de charge hydraulique moyen des systèmes horizontaux en surface est de 67 $l/m^2 \cdot d$, celui des HSS de 80 $l/m^2 \cdot d$ alors qu'il est légèrement supérieur dans le cas des systèmes hybrides avec 88 $l/m^2 \cdot d$.

Le taux de charge massique des systèmes HSS est généralement plus élevé que les autres systèmes à écoulement horizontal en surface. Pour la DBO_5, il est 3 et 6 fois plus élevé que pour les systèmes à écoulement horizontal HESE et HESF respectivement. Quant à eux, les systèmes hybrides peuvent accueillir des taux deux fois supérieurs aux systèmes HSS.

Le taux d'enlèvement de la DBO suit généralement les mêmes tendances que les taux de charges. Bien que les charges massiques aux systèmes hybrides soient beaucoup plus élevés que pour les autres systèmes, leurs rendements sont supérieurs aux systèmes HSS et HESE. Seuls les systèmes HESF, très peu chargés, offrent les mêmes performances d'enlèvement de la DBO_5, soit 91%. Les systèmes HSS, quant à eux, ont des rendements moyens de l'ordre de 75%. Nous retrouvons le même phénomène pour l'enlèvement des matières en suspension.

Les performances rencontrées pour l'enlèvement du phosphore total varient de 39 @ 87% dans le cas des systèmes horizontaux. Aucune donnée n'est disponible pour les systèmes hybrides. Les taux d'enlèvement moyens des systèmes horizontaux de l'azote ammoniacal et de l'azote total sont de 35 @ 36% et 45 @ 61% respectivement. Aucune valeur n'est encore une fois disponible pour l'enlèvement de ces paramètres pour les systèmes hybrides.

Le temps de rétention hydraulique n'est pas répertorié pour tous les systèmes. Celui des systèmes à écoulement horizontal en surface avec émergentes est de douze jours alors qu'il s'élève à vingt-quatre jours pour les systèmes à écoulement en surface avec plantes flottantes et/ou immergées.

L'enlèvement des bactéries donne également de très bons résultats. Tous les systèmes ont des décomptes en coli fécaux sous la norme de 10 000 nb/100 ml habituellement appliquée au Québec et même généralement sous la norme de baignade qui est au Québec de 1 000 nb/100 ml, ce qui est très bon.

3. POTENTIEL DES DIFFÉRENTS PROCÉDÉS POUR LEUR APPLICATION AU QUÉBEC

A. Caractéristiques des eaux usées et climat

Jusqu'à maintenant, la majeure partie des systèmes à écoulement en surface ont été construits aux États-Unis, tandis que ceux à écoulement sous la surface sont présents principalement en Europe. Les caractéristiques des eaux usées et les conditions d'opération de ces pays sont différentes de celles du Québec. En Europe, il est généralement

TABLEAU 1

SYNTHÈSE DES DIMENSIONNEMENTS ET PERFORMANCES DES DIFFÉRENTS SYSTÈMES

PARAMÈTRES	HSS	HESE	HESF	Hybrides
Taux de charge hydraulique (m3/m2•d)	0,08 ± 0,05 (1)	0,067 ± 0,087	0,067 ± 0,019	0,088 ± 0,03
Taux de charge (g/m2•d)				
— DBO5	11,3 ± 8,1	3,53 ± 4,5	1,74 ± 0,9	22,4 ± 5,9
— MES	7,14 ± 5,0	5,4 ± 6,3	3,03 ± 1,2	20,1 ± 4
— P (t)	0,91 ± 0,71	0,06 ± 0,06	—	—
— NH3-N	1,1 ± 0,12	1,9 ± 2,4	—	—
— N (t)	4,0 ± 2,91	0,18 ± 0,05	—	—
Taux d'enlèvement (g/m2•d)				
— DBO5	8,7 ± 7,63	2,0 ± 2,2	1,2 ± 0,4	21,3 ± 6,9
— MES	5,83 ± 4,5	4,6 ± 5,4	2,85 ± 1,3	19,2 ± 4,6
— P (t)	0,45 ± 0,47	0,044 ± 0,054	—	—
— NH3-N	0,74 ± 0,33	0,42 ± 0,53	—	—
— N (t)	1,54 ± 1,26	0,1 ± 0,03	—	—
Temps de rétention hydraulique (d)	—	12 ± 10,5	24,2 ± 8,7	—
Rendements (%)				
— DBO5	75 ± 19	68 ± 18	91 ± 7	91,5 ± 2
— MES	78 ± 13	83 ± 11	86 ± 5	91 ± 1,4
— P (t)	39 ± 24	59 ± 24	87 ± 12	—
— NH3-N	36 ± 44,7	35 ± 28	—	—
— N (t)	45 ± 28	61 ± 28	—	—
Efficacité d'enlèvement des bactéries (nb/100 ml)				
—Coli totaux	8,7 X 10E3	—	—	3,4 X 10E3
—Coli fécaux	4 X 10E3	4,65 X 10E2	—	—
—Streptocoques fécaux	2,8 X 10E1	7,1 X 10E-1	—	8,8 X 10E2
—Salmonelles	1 X 10E4-5	1,2 X 10E2	—	—
—E. Coli	4,7	—	—	5 X 10E5

(1) Un écart type

reconnu d'utiliser comme débit moyen de conception 200 l/pers./d et une charge massique de 40 g/pers.•d en DBO_5. Les débits d'infiltration sont très importants au Québec et représentent en général de 50 @ 150% des débits d'eaux usées domestiques. Les valeurs généralement reconnues au Québec sont de 320 l/pers.•d d'eaux usées, de 54 g/pers.•d de DBO_5 et de 60 g/pers.•d de matières en suspension. Pour des petites agglomérations, on retrouve des valeurs plus près de 250 l/pers.•d et 50 g/pers. mais les débits d'infiltration sont souvent très importants.

En général, les affluents des systèmes de traitement québécois reçoivent des débits par personne beaucoup plus importants qu'en Europe et des concentrations en DBO_5 et matières en suspension plus faibles. Les systèmes pouvant opérer à de fortes charges hydrauliques et à faibles charges massiques seront donc avantagés. Il est aussi important de rappeler les pointes de débits importantes observées au Québec lors de la fonte des neiges qui sont de beaucoup moindre envergure dans les régions européennes.

Les conditions hivernales québécoises dont les moyennes de températures de janvier sont en général d'environ 10 @ 15°C inférieures aux températures européennes doivent aussi être considérées pour la sélection des systèmes.

B. Identification des procédés à meilleurs potentiels

L'orientation suggérée ci-après, quant aux choix des procédés les plus prometteurs pour le Québec, est basée sur l'état des connaissances actuelles et ne présument en rien d'une bonne ou mauvaise performance des procédés non retenus. En effet, certains procédés peuvent avoir été écartés dû au manque d'informations ou d'applications semblables aux conditions du Québec ou compte tenu de certains problèmes rencontrés dans des installations existantes. Il est donc possible que, suite à certains développements ou adaptations, certains des procédés non retenus puissent performer au Québec.

Sur la base entre autres des expériences réalisées à Listowell et Cobalt en Ontario, les marais à écoulement en surface opèrent difficilement dans les conditions très froides. Considérant leur faible profondeur d'eau, la couche de glace en surface devient très importante et diminue de beaucoup le temps de résidence hydraulique durant la période hivernale. Pour éviter un gel complet du système, il est normalement nécessaire de rehausser le niveau d'eau à l'automne. Ces types de systèmes causent des problèmes de prolifération de moustiques aux États-Unis qui sont difficilement contrôlables. De plus, il est difficile dans cette sorte d'unités de maintenir des conditions aérobies et d'éviter les problèmes d'odeurs, surtout si les charges organiques sont élevées. Ce procédé est, en effet, fréquemment utilisé en traitement tertiaire. L'objectif de la démarche actuelle vise plus spécifiquement des besoins de traitement secondaire. Les systèmes opérant avec des lenticules (*Lemna sp.*) pourraient, eux aussi, être envisagés pour la déphosphatation mais les superficies nécessaires sont importantes et l'enlèvement du phosphore ne peut être envisagé que durant la période active des plantes, ce qui représente un maximum de 4 @ 6 mois au Québec.

Les systèmes à écoulement horizontal sous la surface et les systèmes hybrides composés d'unités verticales et horizontales sous la surface peuvent, à notre avis, être adaptés plus facilement aux conditions

québécoises. Les barèmes suivants pourraient être utilisés pour le choix de la chaîne de traitement par marais. Suite aux résultats des premières installations implantées au Québec, ceux-ci pourront être ajustés. Dans un premier temps, nous recommandons l'usage d'une fosse septique comme prétraitement. La concentration en DBO_5 à l'entrée des marais est un critère fondamental puisqu'elle gouverne la quantité d'oxygène nécessaire dans le système pour digérer la matière organique. Les unités HSS peuvent assurer une aération adéquate lorsque les concentrations en DBO_5 sont faibles mais les unités verticales aèrent beaucoup plus facilement et peuvent être nécessaires lorsque les concentrations sont élevées. Les grandes lignes suivantes pourraient être retenues pour la conception:

- **si la DBO_5 à l'entrée des marais $\leq$ 100 mg/l $\Rightarrow$ un étage HSS.**
- **si 100 mg/l < DBO_5 à l'entrée des marais $\leq$ 150 mg/l $\Rightarrow$ 2 étages, le premier vertical et le second HSS.**
- **si la DBO_5 à l'entrée des marais > 150 mg/l $\Rightarrow$ 3 étages, les deux premiers verticaux et le dernier HSS.**

Le meilleur moyen d'assurer un bon enlèvement de l'azote avec les marais est de créer des conditions d'aération suivies de conditions anaérobies pour favoriser la nitrification et la dénitrification. Lorsque l'enlèvement de l'azote est demandé, il est préférable d'avoir un système avec au moins 1 unité verticale suivie de 1 unité HSS. Au Québec, jusqu'à maintenant, le ministère de l'Environnement du Québec n'a établi aucune exigence de rejets en azote pour la majorité des systèmes de traitement municipaux.

L'enlèvement du phosphore peut être envisagé avec ce type de procédés mais les résultats actuels sont très variables et les facteurs permettant d'assurer un bon enlèvement à long terme du phosphore sont mal compris et difficilement contrôlables.

Pour obtenir un enlèvement intéressant du phosphore par adsorption par le sol, la présence d'ions ferreux et/ou d'ions d'aluminium est importante. Afin d'optimiser la capacité d'adsorption du sol, il est préférable de maintenir des conditions réductrices dans un premier temps qui permettront de solubiliser les ions ferreux et d'aluminium pour les porter, par la suite, à des conditions oxydantes qui favoriseront leur association chimique avec le phosphore et leur précipitation de façon stable (Esser, 1989). Un sol légèrement alcalin favorisera l'adsorption et évitera la résolubilisation du phosphore en maintenant le pH légèrement basique.

Si l'argile est retenue pour fournir les ions d'aluminium nécessaires, elle doit être intégrée en quantité limitée (5 @ 10% maximum) pour éviter qu'elle ne diminue trop la capacité hydraulique du système.

La plante recommandée est le roseau commun (*Phragmites australis*) car les conditions d'opération des systèmes (niveau d'eau près de la surface et séquence d'inondation et séchage) sont caractéristiques du milieu naturel pour la croissance du roseau (*Phragmites australis*). Cette plante est la plus couramment utilisée et son comportement dans ce type de procédé est bien connu. Elle existe en abondance au Québec et il est possible d'utiliser des colonies dans les régions où les systèmes de traitement sont prévus pour les plantations.

4. DESCRIPTION SOMMAIRE DU PROCÉDÉ

La figure 2 montre un schéma général de procédés composés d'un seul étage avec des unités à écoulement horizontal sous la surface. Celui-ci comprend sommairement une fosse septique suivie de deux unités HSS qui opèrent normalement en même temps. Il est avantageux de prévoir au moins deux compartiments d'unités HSS afin de pouvoir réaliser des travaux d'entretien ou de réparation tout en assurant un certain traitement des eaux usées. Ces dernières sont suivies d'un chambre de contrôle de niveau qui permet de gérer le niveau de la nappe dans les unités HSS. Celles-ci sont alimentées de façon continue.

Une coupe type de l'unité HSS est présentée à la figure 3. On y retrouve les tranchées d'alimentation et d'évacuation. Bien que la majorité des systèmes construits actuellement ont une profondeur de 0,6 m, nous suggérons des profondeurs variant de 0,7 m à l'entrée @ 0,9 m à la sortie. Cette modification permet d'augmenter de façon substantielle la capacité hydraulique de ces unités. Il faudra vérifier, dans les premières unités construites, si les racines et rhizomes des plantes réussissent à atteindre le fond de l'unité et s'il est possible d'y maintenir des conditions de traitement acceptables. La pente du fond du système peut avoir de l'amont vers l'aval de 0,5 @ 2%. Nous suggérons une pente en surface de la tranchée d'évacuation vers la tranchée d'alimentation de 0,5 @ 2% qui permettra d'atténuer les risques de formation de rigoles et de court-circuits en surface. Celui-ci est suivi d'une chambre de contrôle de niveau qui permet de gérer le niveau de la nappe phréatique à l'intérieur du média-filtrant. Un piézomètre avec sonde de niveau d'eau assure le suivi de la nappe phréatique en tout temps.

La figure 4 montre un système composé d'un étage vertical suivi d'un étage horizontal sous la surface. L'étage vertical comporte quatre unités qui sont alimentées en alternance. Un répartiteur situé en amont des unités verticales permet d'alimenter l'unité par vagues successives. Les vannes électromagnétiques à l'entrée de chacune des unités verticales permettent de sélectionner l'unité en opération. Le niveau d'eau dans les unités verticales peut être ajusté à l'aide des chambres de contrôle de niveau à la sortie. La figure 5 montre une coupe type d'une unité verticale. On y retrouve en surface, sur environ 100 mm d'épais, un matériau fin (sable). Celui-ci est suivi d'un gravier plus grossier. Une série de drains au fond du système collecte l'eau traitée pour l'acheminer vers les unités à écoulement horizontal.

La figure 6 montre le schéma d'un système qui vise à traiter des eaux usées très concentrées. Celui-ci sera alors composé d'un premier étage formé de quatre unités verticales, d'un second formé de deux unités verticales et d'un dernier formé de deux unités à écoulement horizontal sous la surface.

5. DESCRIPTION SOMMAIRE DES FONDEMENTS THÉORIQUES DE CONCEPTION DE L'UNITÉ HORIZONTALE SOUS LA SURFACE (HSS)

A. Prémisses

L'écoulement des eaux usées dans ces systèmes se fait à l'intérieur d'un média-filtrant saturé. La perméabilité du matériau est considérée homogène sur toute la profondeur et la direction de l'écoulement est

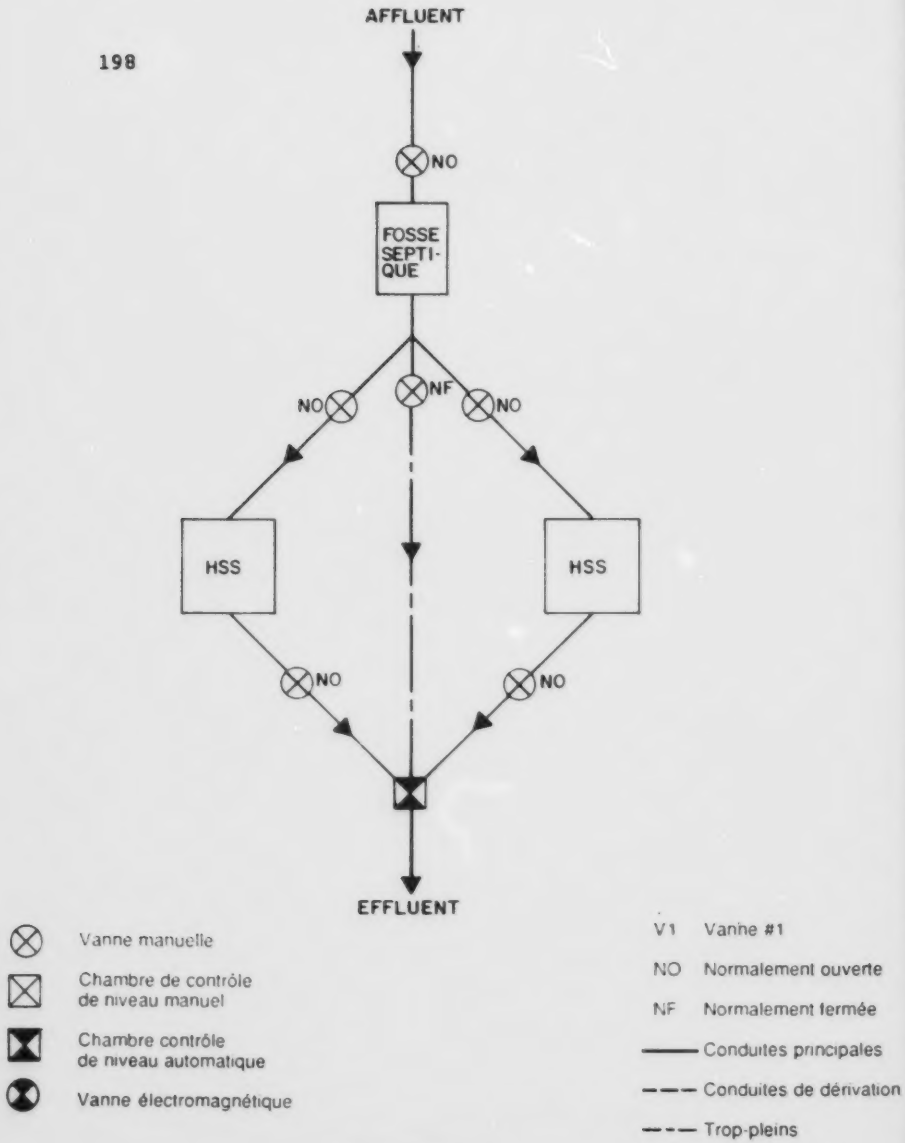


FIGURE 2

SCHÉMA GÉNÉRAL D'UN SYSTÈME MARAIS ARTIFICIEL TYPE 1 (HSS)

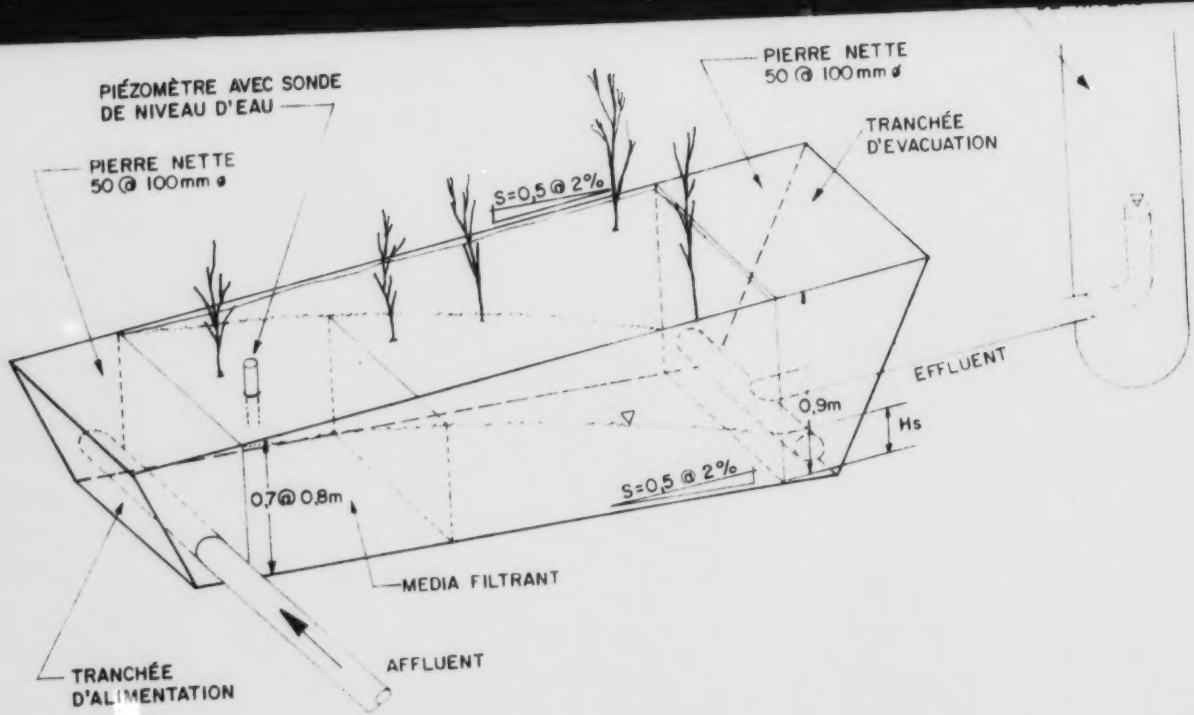


FIGURE 3

COUPE TYPE D'UNE UNITÉ HSS

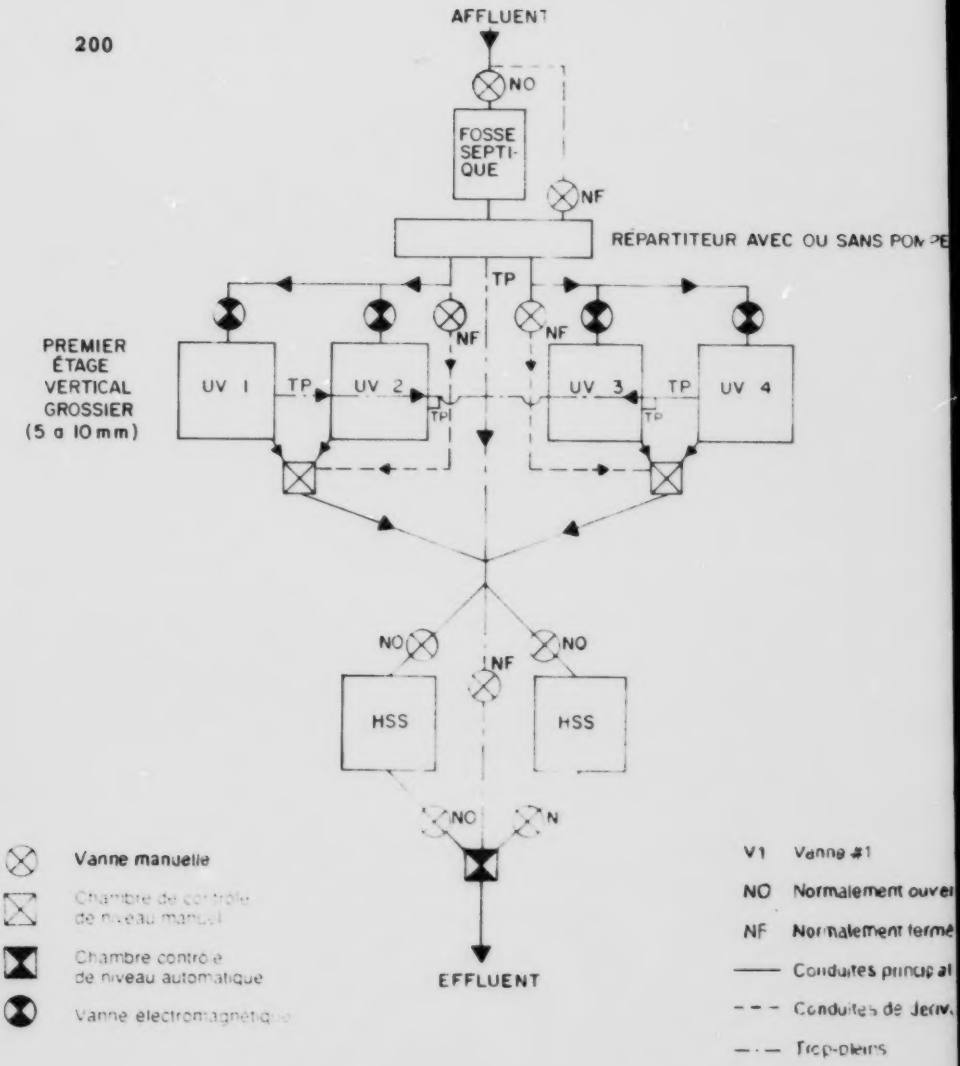


FIGURE 4

SCHÉMA GÉNÉRAL D'UN SYSTÈME MARAIS ARTIFICIEL TYPE 2 (VERTICAL + HSS)

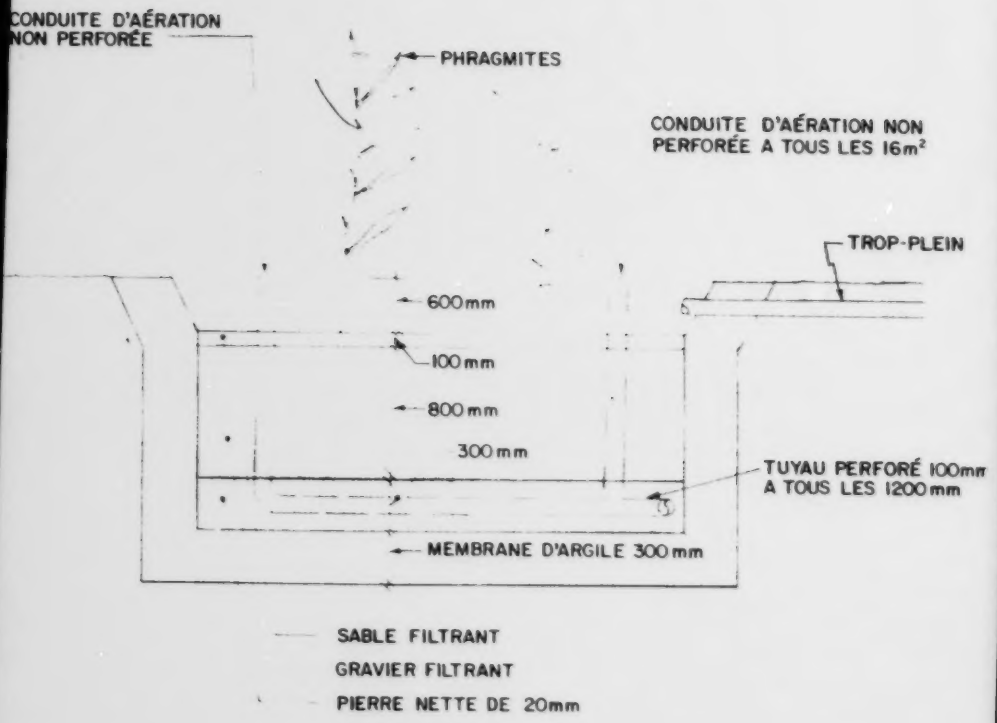


FIGURE 5

COUPE TYPE D'UNE UNITÉ VERTICALE

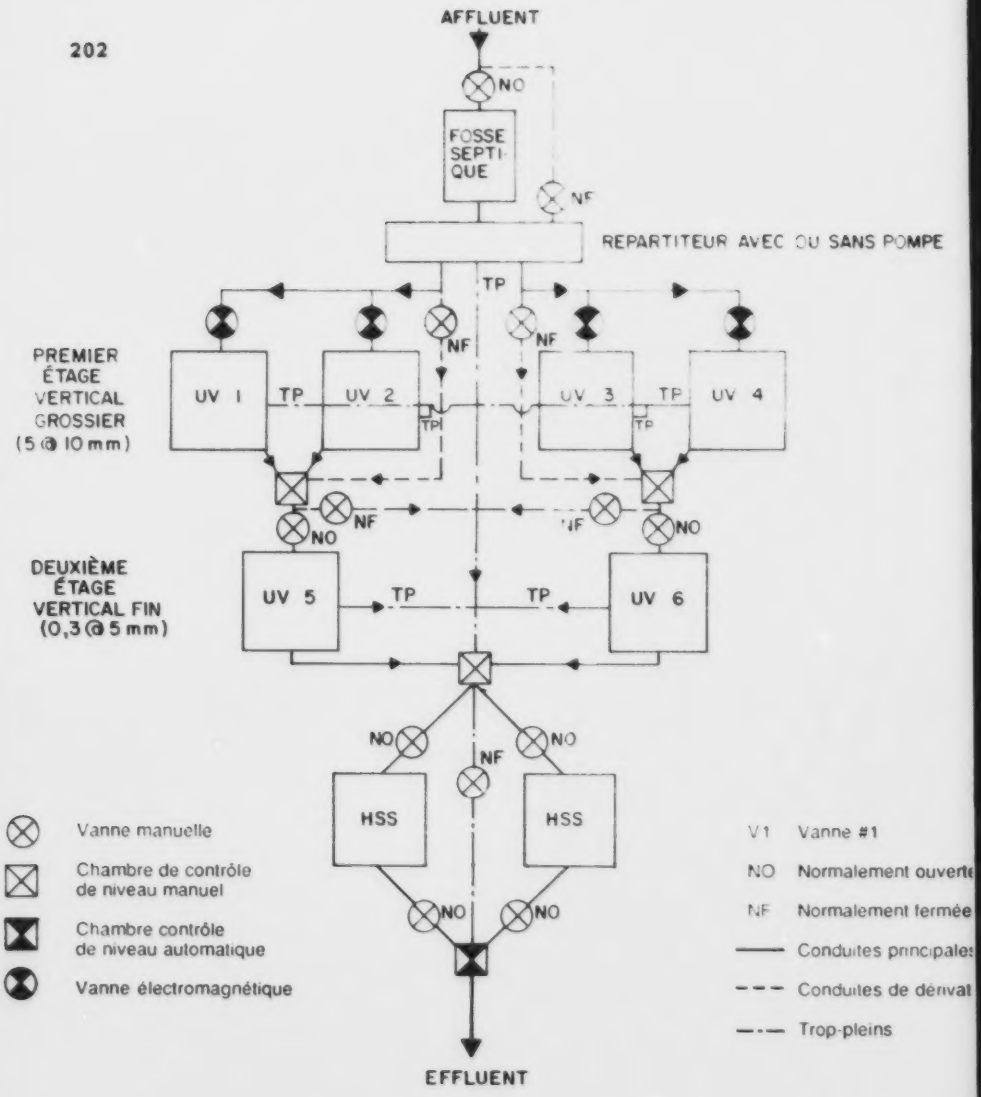


FIGURE 6

SCHÉMA GÉNÉRAL D'UN SYSTÈME DE TRAITEMENT TYPE 3 (VERTICAL + VERTICAL + HSS)

considérée horizontale. Cette dernière hypothèse est relativement précise sauf pour la section très près de la tranchée d'évacuation.

Bien entendu, le développement des racines, la présence de bactéries anaérobies pouvant colmater partiellement le sol, l'hétérogénéité du sol lui-même et la présence d'humus en surface modifient la perméabilité du milieu. Ces variances locales et leur distribution générale dans le système permettent tout de même de considérer une perméabilité globale uniforme du système.

B. Capacité hydraulique

L'écoulement hydraulique dans le milieu est représenté par la loi de Darcy. La figure 7 montre une coupe schématique de la ligne d'égouttement si on intègre l'équation de Darcy dans le sens de l'écoulement. On obtient une relation entre la superficie et la longueur du système telle que:

$$S = \frac{2\,Q\,L^2}{K\,He^2} \quad \text{pour } Hs = 0$$

Cette relation fut développée en considérant qu'il n'y a aucun contrôle de niveau à la sortie du système. Pour un matériau filtrant donné et un débit donné, plus le système est long et plus la superficie nécessaire pour passer le débit augmente. Si on réduit la longueur d'écoulement, il est possible de réduire la superficie du système.

C. Capacité d'enlèvement de la charge massique en DBO_5

Ce type de système de traitement opère en condition facultative aérobie et anaérobie. L'équation du premier ordre est généralement représentative de ce type de procédé, soit:

$$\frac{Cs}{Ce} = e^{(-Kt\,Tr)}$$ *(Selon W.P.C.F., 1990, U.S.E.P.A. 1988, Cooper, P.F. 1990 a)* (éq. 3.1)

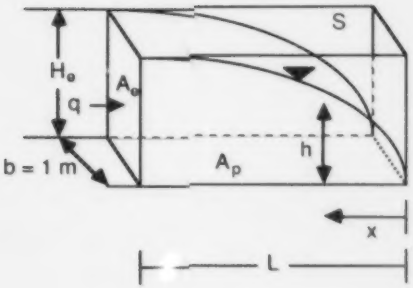
où: Cs = Concentration à la sortie (mg/l)
Ce = Concentration à l'entrée (mg/l)
K_t = Constante de premier ordre dépendant de la température (d^{-1})
= K_{20} X O (T-20) *(Selon W.P.C.F. 1990)*
O = Constante égale à 1,06
T = Température de l'eau (°C)
Tr = Temps de résidence hydraulique (d)

$$Tr = \frac{V\,\rho_e}{Q \times 86\,400}$$ (éq. 3.2)

où: V = Volume inondé (m^3)
Q = Débit (m^3/sec)
ρ_e = Porosité effective
V = A_p x b
où: A_p = Section mouillée parallèle à l'écoulement (m^2) (éq. 3.3)

$$A_p = \frac{2\,H_e\,L}{3}$$ (Selon l'approche intégrée) (éq. 3.4)

S = Superficie de lit (m^2)



$$Q = K\,i\,A_e \qquad \text{(éq. 2.3)}$$

$$q = K\,i\,h \qquad \text{(éq. 2.4)}$$

où: Q = Débit (m^3/s)

K = Coefficient de perméabilité (m/s)

A_e = Section d'écoulement perpendiculaire à la direction de l'écoulement (m^2)

q = Débit unitaire par mètres de largeur du système (m^3/s)

H_e = Hauteur d'eau à l'entrée (m)

i = $\frac{\Delta h}{\Delta x}$ = Gradient hydraulique (éq. 2.5)

Δx = Déplacement horizontal (m)

A_p = Section mouillée longitudinalement à l'écoulement (m^2)

S = Superficie du lit (m^2)

L = Longueur du système dans le sens de l'écoulement (m)

Δh = Hauteur correspondante de la ligne d'écoulement à une distance Δx (m)

V = Volume inondé (m^3)

b = Largeur du lit (m)

FIGURE 7

COUPE SCHÉMATIQUE DE LA LIGNE D'ÉCOULEMENT SI ON INTÈGRE L'ÉQUATION DE DARCY SELON X

$$Tr = \frac{2\ H_e\ S\ \rho_e}{3\ Q \times 86\ 400} \qquad \text{(éq. 3.5)}$$

La superficie nécessaire à l'obtention des rendements peut donc être exprimée à partir de l'équation 3.6 si on définit le temps de résidence hydraulique à l'aide de l'approche intégrée du calcul de la loi de Darcy.

$$S = \frac{3\ Q\ (\ln Ce - \ln Cs) \times 86\ 400}{K_t\ 2\ H_e\ \rho_e} \qquad \text{(éq. 3.6)}$$

D. Observations générales

La superficie totale du système dépend du temps de résidence hydraulique et est établie par le rendement recherché. Bien qu'une valeur du coefficient de premier ordre ait été établie par la WPCF, il faudra dans le futur vérifier la précision de ce facteur principalement en conditions de température froide.

Par la suite, la forme du système est déterminée pour permettre de répondre aux charges hydrauliques.

Un matériau plus perméable permettra de concevoir des unités plus longues pour les mêmes conditions.

Si on fixe la longueur du système et le débit qui entre, l'augmentation de la perméabilité abaissera le niveau d'eau (He) à l'entrée du système et diminuera son rendement comme le montre la figure 8. En effet, par exemple, pour un système de 5 m de long dont le débit d'entrée est de 5×10^{-7} m^3/s par unité de largeur si le coefficient de perméabilité est de 1×10^{-4}, le rendement sera de 90% et la hauteur d'eau à l'entrée de 0,23 m. Par contre, si le coefficient de perméabilité est de 1×10^{-3}, le rendement s'abaissera à 58% pour une hauteur d'eau à l'entrée de 0,07.

De la même manière, pour un système donné ayant une certaine perméabilité et longueur, l'augmentation du débit va occasionner une augmentation de la hauteur d'eau à l'entrée mais une diminution du rendement. Tel que montré à la figure 9, pour un système dont la longueur d'écoulement est de 5 m et le coefficient de perméabilité de 1×10^{-4} m/s (1×10^{-2} cm/s), un débit de 0,75 m^3/s par mètre de largeur permet d'obtenir un rendement de 90% avec une hauteur d'eau à l'entrée de 0,27 m. Si on double le débit, le rendement s'abaisse à 79% pour une hauteur d'eau de 0,39 m et si on double encore le débit, le rendement s'abaisse à 67% pour une hauteur de 0,55 m.

Il est possible de compenser les effets négatifs d'abaissement de débit par un système de contrôle de niveau à la sortie. En effet, si le débit diminue, on observe généralement une augmentation de la concentration des eaux usées. Il est possible alors d'augmenter le niveau d'eau à la sortie du système et ainsi d'en augmenter le rendement. Si par contre le débit augmente dû à la fonte des neiges ou à une forte pluie, normalement les eaux sont plus diluées. Il est possible à ce moment-là d'abaisser le niveau de contrôle à la sortie pour assurer la capacité hydraulique du système. Le rendement sera alors diminué mais possiblement acceptable, compte tenu que l'affluent est plus dilué. Il est donc possible d'optimiser le

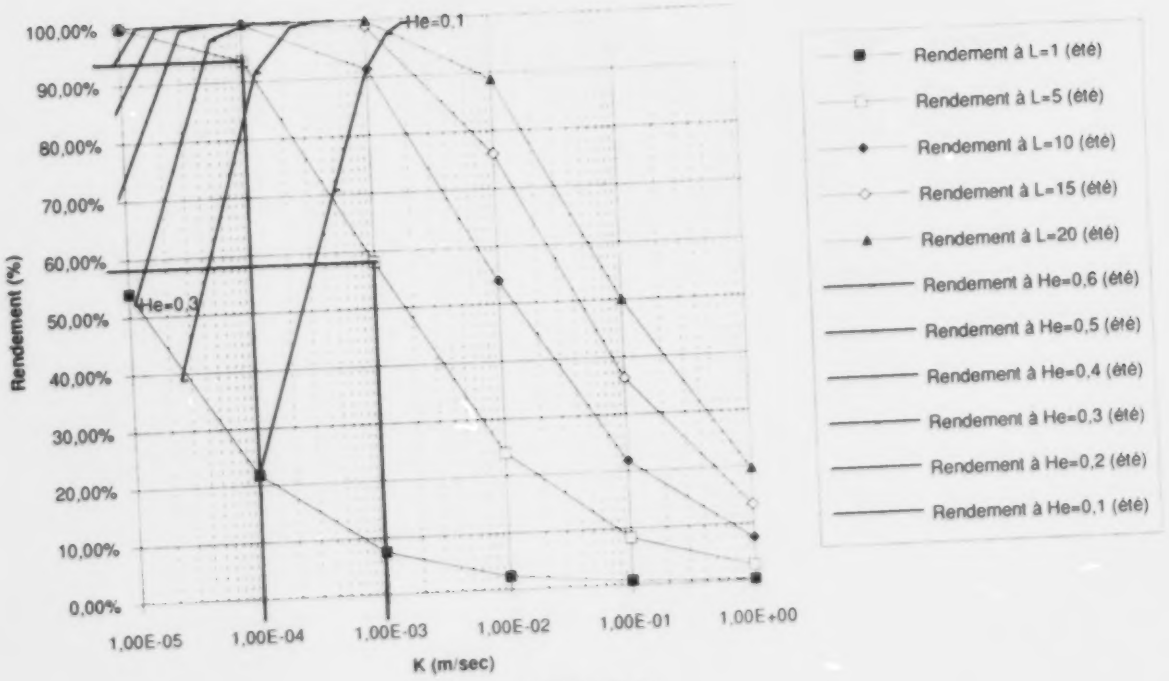


FIGURE 8

ÉVALUATION DU RENDEMENT D'ÉTÉ D'UNE UNITÉ HSS PAR RAPPORT AU COEFFICIENT DE PERMÉABILITÉ POUR UN DÉBIT DE 5 X 10^{-7} m^3/s PAR UNITÉ DE LARGEUR

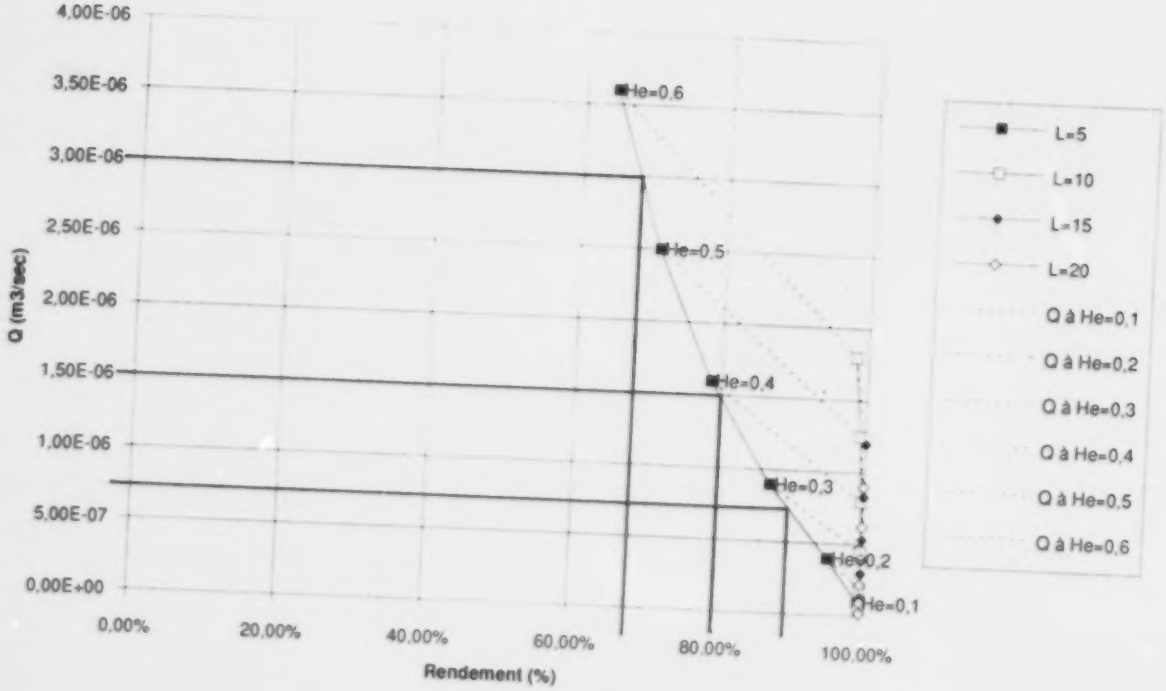


FIGURE 9

VARIATION DES RENDEMENTS SELON LA VARIATION DE CONDITION DE DÉBITS (été) À $K = 1 \times 10^{-4}$ m/s

dimensionnement et le fonctionnement du système à l'aide d'une chambre de contrôle de niveau à la sortie.

La figure 10 permet d'observer l'évolution du comportement d'un système ayant une longueur donnée si on ajuste le niveau à la sortie du système pour maintenir un niveau maximal uniforme à l'entrée. Par exemple, pour une unité dont la longueur d'écoulement est de 10 m, il est possible d'obtenir un rendement de 73% avec un niveau à la sortie de 0,45 m. Si on double le débit, il faut abaisser le niveau à 0,23 m à la sortie pour éviter une surcharge hydraulique et le rendement est diminué à 45%. Une optimisation de l'opération consiste donc à maintenir le niveau d'eau à l'entrée du système le plus haut possible à l'aide d'une unité de contrôle de niveau à la sortie. On obtient alors, en tout temps, le meilleur rendement possible par rapport à la capacité hydraulique nécessaire.

6. PRINCIPES DE FONCTIONNEMENT DES UNITÉS VERTICALES

A. Prémisse

La couche de matériau filtrant principal doit être maintenue dans un état d'écoulement non saturé. Pour ce faire, la couche de surface est sélectionnée avec une perméabilité inférieure à celle sous-jacente comme élément de contrôle de débit.

Afin de permettre un assèchement régulier du système et un apport d'air, l'alimentation est intermittente. Tel que discuté précédemment, on alimente de façon séquentielle quatre unités sur des périodes d'environ deux journées chacune.

Afin de permettre une bonne couverture de l'ensemble de la surface du système, le débit est acheminé par vagues successives qui permettent de fournir une couche d'eau d'environ 100 mm d'épais sur toute la surface de l'unité dans une période de 15 @ 30 minutes.

B. Capacité hydraulique

Il est beaucoup plus difficile de simuler la loi de Darcy dans un milieu non saturé car la perméabilité du matériau varie selon la teneur en eau et la tension capillaire.

La figure 11 montre l'évolution de la conductivité hydraulique d'un sol par rapport à la tension d'eau. Lorsque la pression relative est supérieure à 0, le milieu devient complètement saturé et la conductivité hydraulique constante. Si on assèche le milieu, on observe une pression négative et une réduction de la conductivité hydraulique. Cette pression négative appelée tension d'eau est occasionnée par l'attraction de l'eau entre les particules du sol par capillarité. Ce phénomène est histérétique c'est-à-dire que ce n'est pas la même courbe qui définie l'évolution des conditions dans une direction et dans l'autre. On peut voir sur la figure 11 la courbe que suit le matériau en période d'assèchement et celle en période de saturation. La conductivité hydraulique diminue au fur et à mesure que la saturation diminue.

Van Genuchten a développé, en 1980, des courbes qui expriment la relation entre la pression capillaire, le coefficient de perméabilité et la saturation dans différents matériaux selon leur granulométrie. Ces relations furent élaborées suite à l'analyse de plus de deux cent cinquante types de matériaux différents. Les relations entre la saturation du sol, la

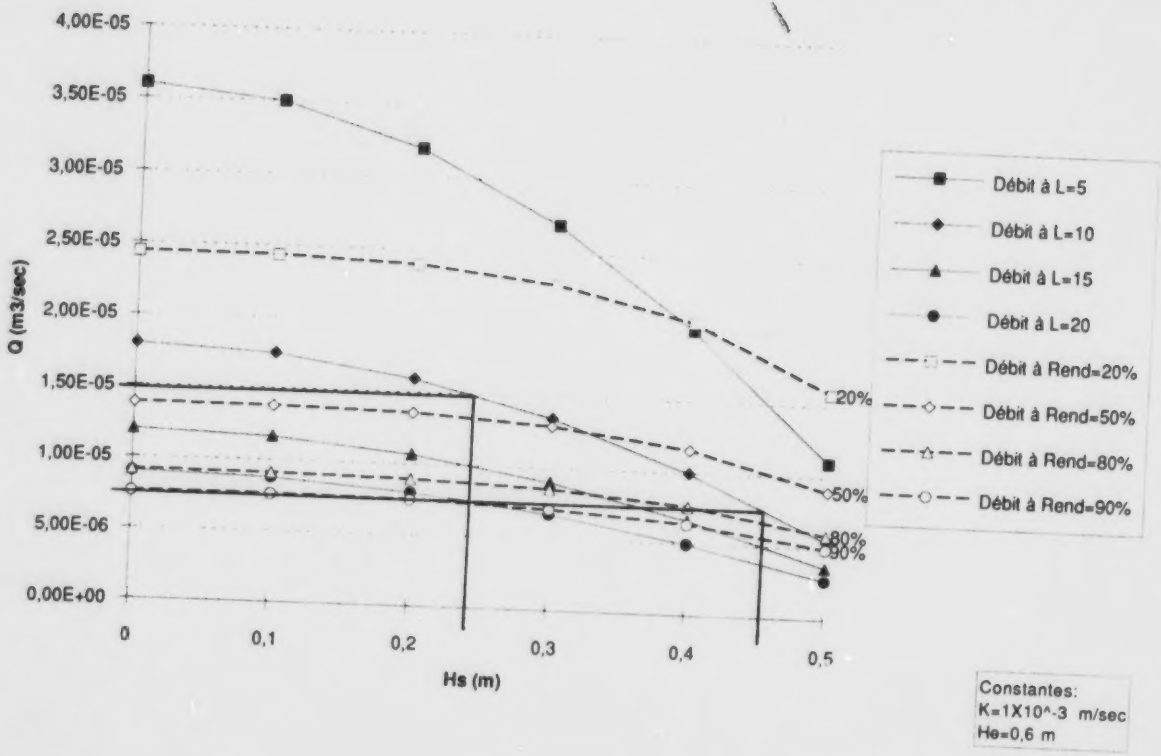
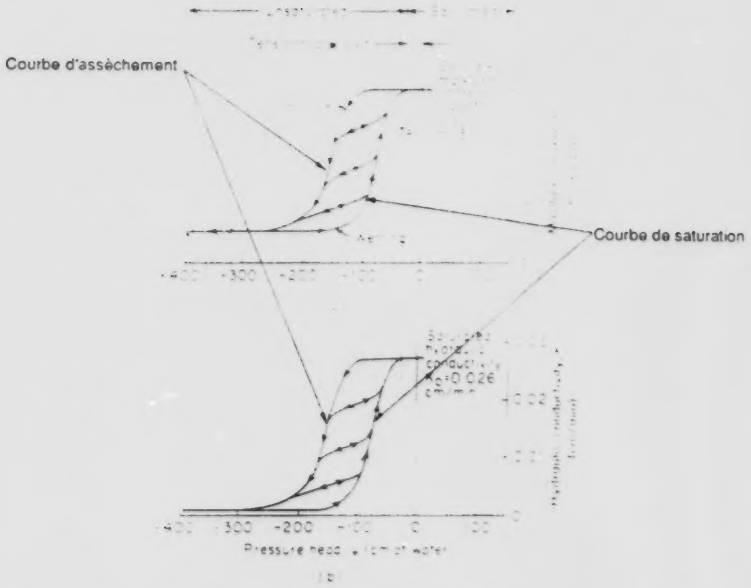


FIGURE 10

ÉVOLUTION DES CONDITIONS D'ÉCOULEMENT ET DE RENDEMENT D'UNE UNITÉ HSS EN FONCTION DE L'ÉLÉVATION DU NIVEAU D'EAU À LA SORTIE



Characteristic curves relating hydraulic conductivity and moisture content to pressure head for a naturally occurring sand soil after Liakopoulos, 1965a)

FIGURE 11

VARIATION DU COEFFICIENT DE CONDUCTIVITÉ HYDRAULIQUE ET DE LA SATURATION EN EAU PAR RAPPORT À LA VARIATION DE TENSION D'EAU

(d'après GROUNDWATER par R. Allan Freeze / John A. Cherry)

pression capillaire et la conductivité hydraulique sont définies par les équations suivantes:

$$S = S_{res} + \left(1 - S_{res}\right)\left[\frac{1}{1 + (aP_c)^n}\right]^{\left(\frac{n-1}{n}\right)}$$

$$K_r = Ks\, S^{*1/2}\left(1 - \left(1 - S^{*}\left(\frac{n}{n-1}\right)\right)^{\left(\frac{n-1}{n}\right)}\right)^2$$

Selon SUTRA, Clifford I. Voss, p. 20 et 31.
où:

$$S^{*} = \frac{S - S_{res}}{1 - S_{res}}$$

- S = Saturation du sol (volume d'eau / volume de vide) (sans dimension)
- S_{res} = Saturation résiduelle sous laquelle la saturation ne peut descendre car le liquide devient immobile (sans dimension)
- Ks = Conductivité hydraulique en conditions saturées (m/s)
- P_c = Pression capillaire (kg/m•sec^2)
  1 m d'eau = 9 800 kg/m•sec^2
- n = Constante addimensionnelle
- a = Constante (m/sec^2•kg)
- K_r = Conductivité hydraulique relative (m/sec) (varie selon la saturation du sol)

La figure 12 présente les courbes de la pression capillaire en fonction de la saturation. La figure 13 montre la variation de la perméabilité en fonction de la saturation pour le sable et gravier généralement utilisés dans ces systèmes. Les granulométries types sont présentées à la figure 14.

Afin d'analyser l'évolution dans le temps des conditions hydrauliques dans un matériau non saturé, il est nécessaire d'utiliser des modèle mathématiques par élément fini ou par différence unie. Le modèle mathématique utilisé appelé ***SUTRA*** fut développé par le US Geological National Center aux États-Unis.

$$V = \frac{K_1 K_2}{\varepsilon S \mu}(p - \rho g)$$

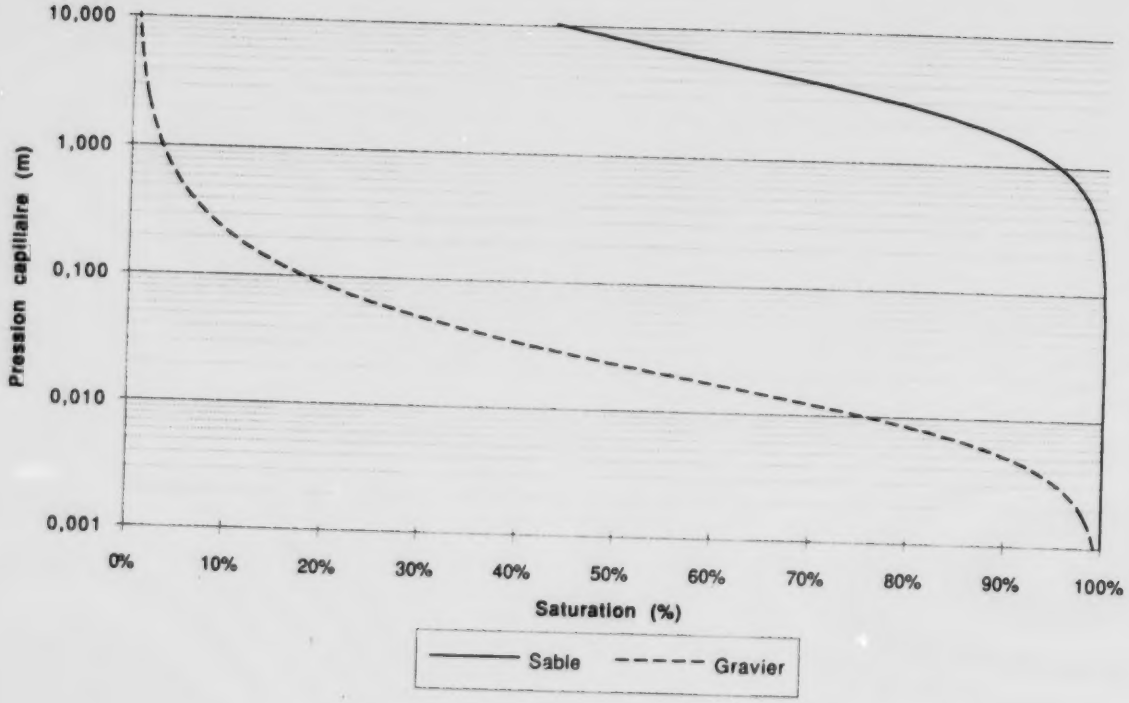


FIGURE 12

VARIATION DE LA PRESSION CAPILLAIRE EN FONCTION DE LA SATURATION DES MATÉRIAUX

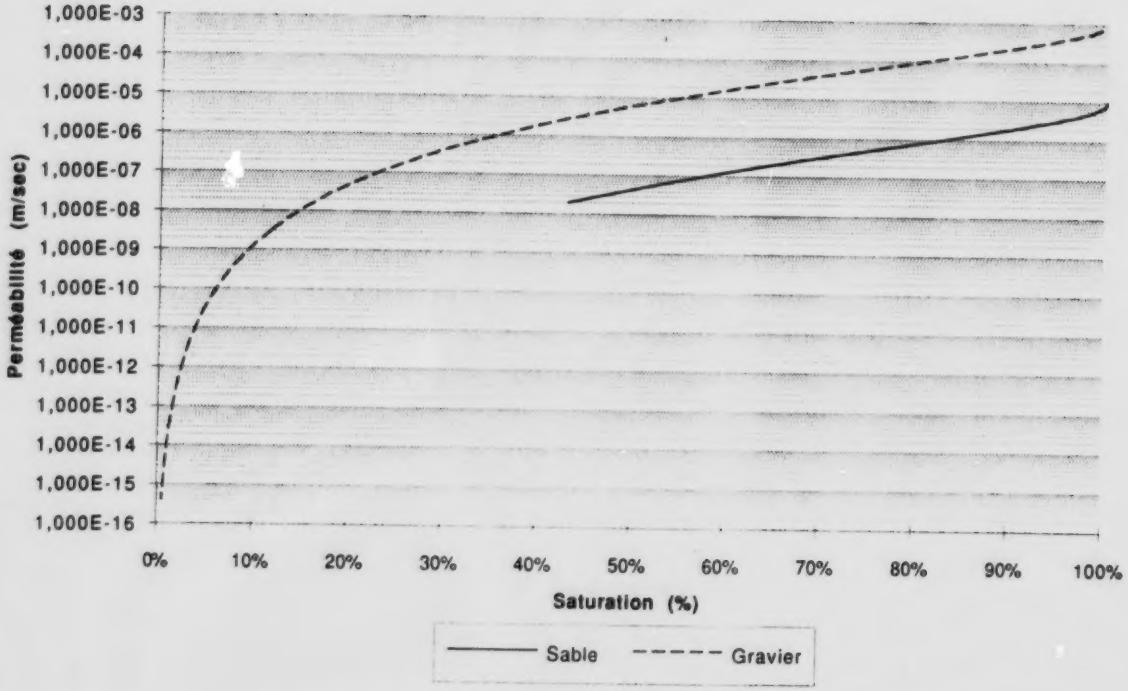


FIGURE 13

VARIATION DE LA PERMÉABILITÉ EN FONCTION DE LA SATURATION DES MATÉRIAUX

27/8/92

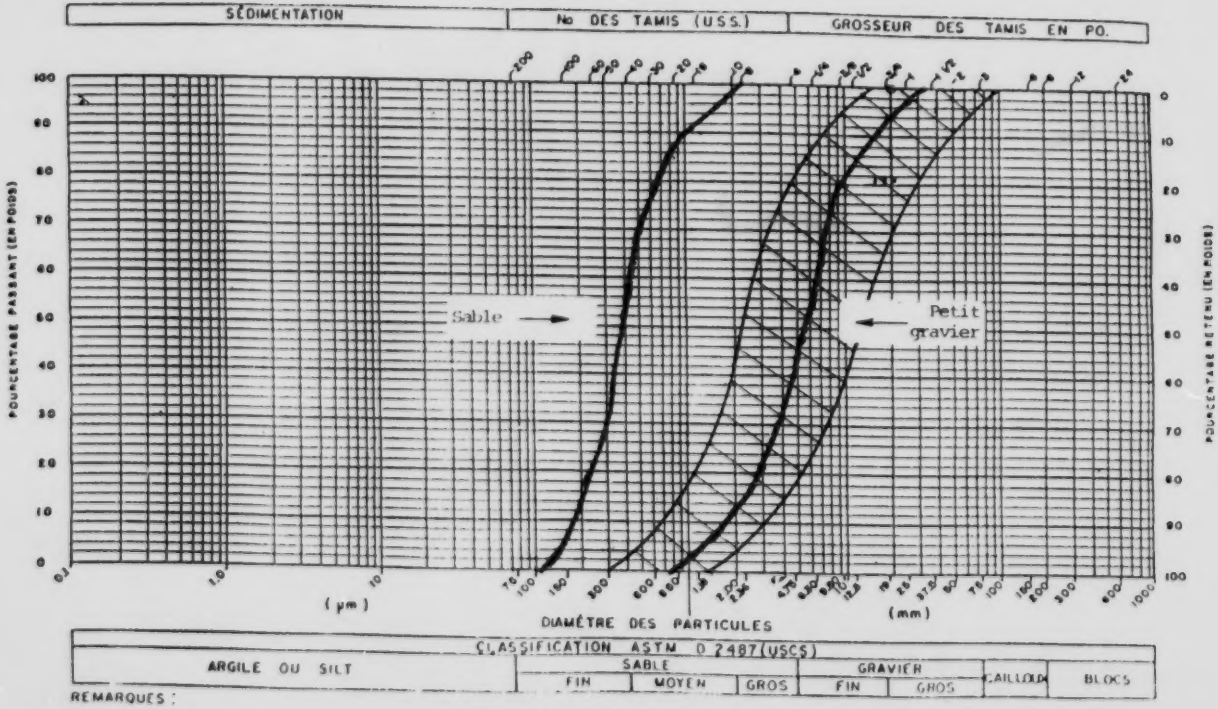


FIGURE 14

COURBE GRANULOMÉTRIQUE DES MÉDIAS FILTRANTS DE L'UNITÉ VERTICALE

où:

V = Vitesse moyenne du liquide (m/s)

K_1 = Perméabilité de la matrice solide (m^2)

K_2 = Perméabilité relative du liquide qui représente la réduction de la perméabilité de la matrice solide dû aux conditions non saturées (K_2 = 1 si le sol est complètement saturé (sans unité)

ε = Porosité de la matrice solide, soit le volume de vide sur le volume total (sans unité)

μ = Viscosité du liquide (kg/m•s) (valeur retenue constante de 10^{-3} kg/m•s pour une eau pure à 20°C)

p = Vecteur de pression relative dû à la gravité appliquée ($kg/m^2 \cdot sec^2$) dans la direction de l'axe y ou x

ρ = Densité du liquide (kg/m^3) (valeur retenue de 10^{-3} kg/m^3 pour l'eau usée)

g = Vecteur de l'accélération gravitationnelle dans la direction de l'axe y ou x par rapport à la direction de la gravité (m/s^2) (valeur retenue de 9,8 m/s^2)

où:

La relation entre la conductivité hydraulique K_r exprimée en m/s et la perméabilité de la matière solide exprimée en m^2 est:

$$K_r = \frac{K_1 \rho g}{\mu} \text{ en condition complètement saturée}$$

$$= 9{,}78 \times 10^6 K_1$$

Les caractéristiques des couches de granulaires sont les suivantes (voir les courbes granulométriques à la figure 14).

— Couche supérieure en sable:

Épaisseur = 0,1 m

K_s = 1×10^{-5} m/s

ε = 0,35

— Couche inférieure en gravier sableux:

Épaisseur = 0,7 m

K_s = 1×10^{-3} m/s

ε = 0,35

— Densité de l'eau = 1 000 kg/m^3

— Densité des particules (ρ_s) = 2 650 kg/m^3

C. Capacité d'enlèvement de la charge massique en DBO

Fondamentalement, les expressions mathématiques servant à établir le rendement des filtres percolants (trickling filters) devraient pouvoir être applicables à ce type de procédés. L'équation qui nous semble la plus représentative fut développée par Eckenfelder et permet de tenir compte de la superficie spécifique du média.

débit moyen durant l'alimentation de 0,8 $m^3/m^2 \cdot d$ avec des débits de pointe de 3,2 $m^3/m^2 \cdot d$ d'une durée de quinze minutes à chaque heure.

La figure 15 permet d'observer la variation de débits dans le temps à différents endroits. La première courbe pleine montre les séquences d'alimentation et d'arrêt. Le débit en surface du filtre qui percole s'élève à un maximum d'environ 1,4 $m^3/m^2 \cdot d$ pour s'abaisser à 0 à chaque heure. Le débit à la sortie du filtre est tamponné par le média-filtrant et varie entre 0,5 et 1,1 $m^3/m^2 \cdot d$. Lorsque l'alimentation est interrompue après vingt-quatre heures, le débit à la sortie tend vers 0 après une période d'environ dix heures. Pour le même système, la figure 16 montre l'évolution et variation de pression. On observe, en surface du filtre, une augmentation du niveau jusqu'à environ 20 mm puis un assèchement. La figure 17 montre l'évolution de la saturation dans le filtre. Le pourcentage de saturation dans le sable se maintient très près de 100% en tout temps. Dans le gravier, il varie d'environ 50 @ 60% durant les séquences d'alimentation et s'abaisse à environ 25% en période de séchage.

Les figures 18 @ 20 montrent le comportement du même système si on double le débit à l'entrée. Le débit d'infiltration sur le sable varie entre 1 @ 1,6 $m^3/m^2 \cdot d$ au lieu de 11,4. Le débit à la sortie est beaucoup plus uniforme entre 1,5 et 1,7 $m^3/m^2 \cdot d$. La figure 19 permet de constater que, durant l'alimentation, il demeure toujours une couche d'eau en surface du filtre variant de 50 @ 100 mm. La teneur en eau dans le gravier filtrant montrant la figure 20 se maintient autour de 60% durant l'alimentation pour s'abaisser environ au même niveau que précédemment lors de la période de séchage. Ce type de système n'est donc pas trop sensible aux variations de débits et peut opérer avec des pointes relativement importantes.

Il est très important de bien sélectionner les matériaux afin que celui de surface permette d'empêcher la saturation complète de celui en profondeur.

7. PROCÉDURES GÉNÉRALES DE CONCEPTION

Bien que la procédure pour dimensionner les items soit relativement simple, la sélection des matériaux et l'analyse de la variation des conditions d'alimentation sont très importantes.

A. Fosse septique

L'usage d'une fosse septique ayant un temps de résidence hydraulique de vingt-quatre heures est basé sur le débit moyen journalier. Le rôle principal de la fosse septique est de permettre une bonne décantation des matières en suspension décantables mais un temps de résidence trop long rendrait les conditions des eaux usées trop anaérobies et pourrait causer des problèmes lors de l'opération. Nous évaluons les rendements de la fosse septique pour l'enlèvement de la DBO_5 à 40% en été et 20% en hiver.

B. Unités verticales

Les unités verticales, au nombre de quatre, doivent avoir une superficie suffisante afin que le débit en période d'alimentation soit d'au plus 0,8 $m^3/m^2 \cdot d$, ce qui représente une valeur moyenne d'alimentation de l'unité sur une période complète de 0,2 $m^3/m^2 \cdot d$.

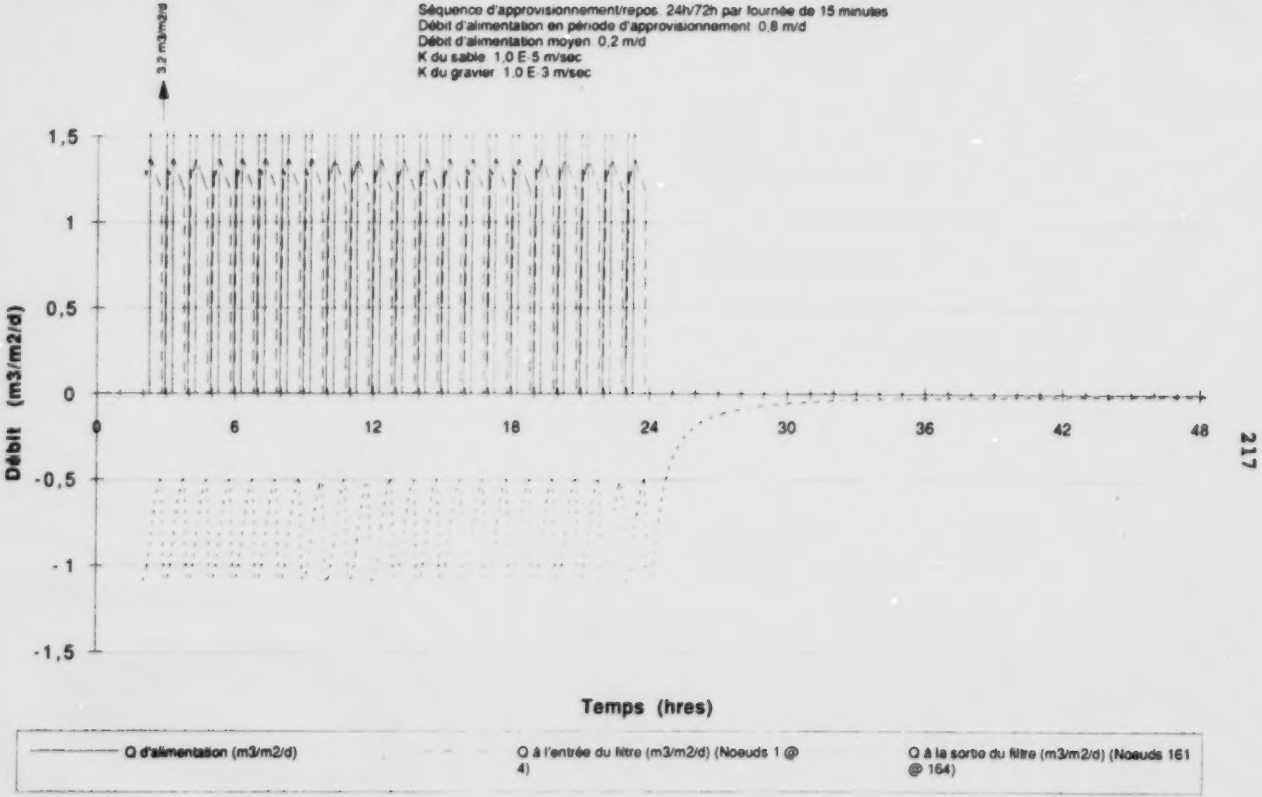


FIGURE 15

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DES DÉBITS)

19/8/92

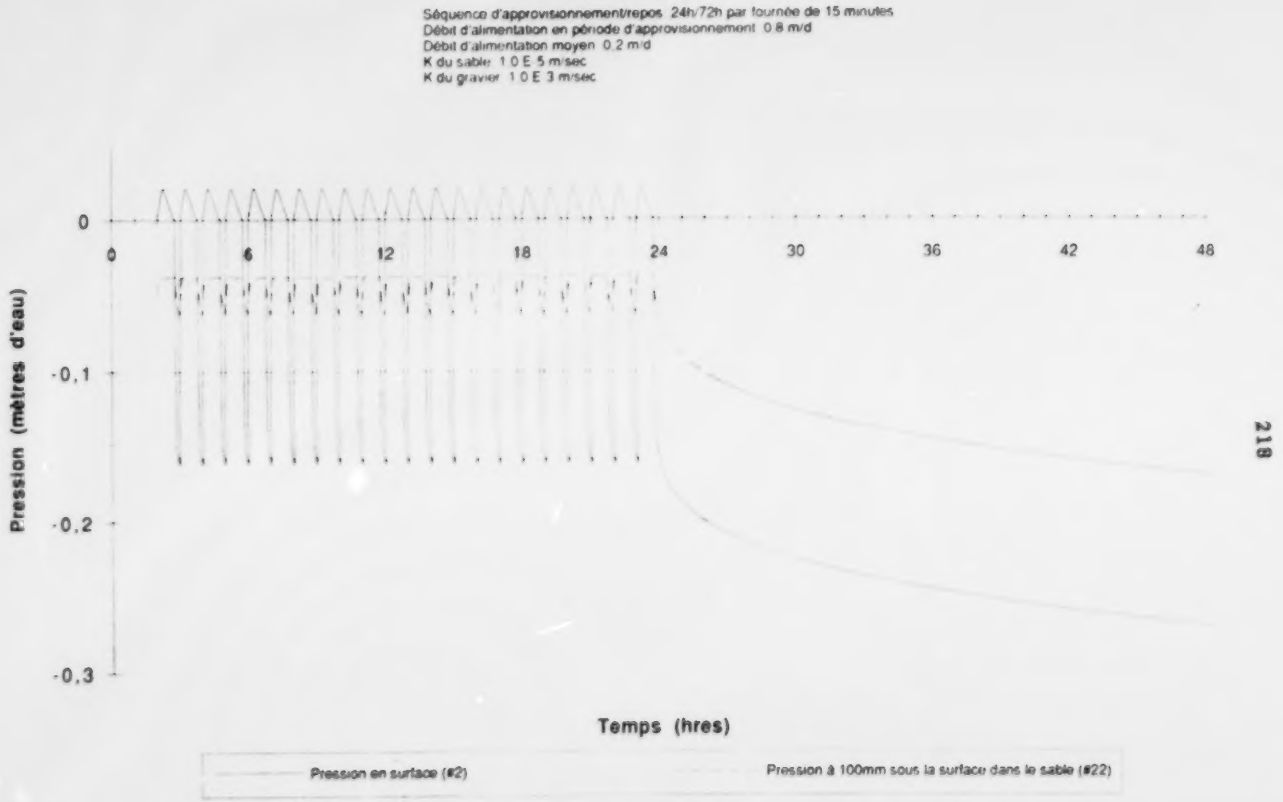


FIGURE 16

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DES PRESSIONS)

19/8/92

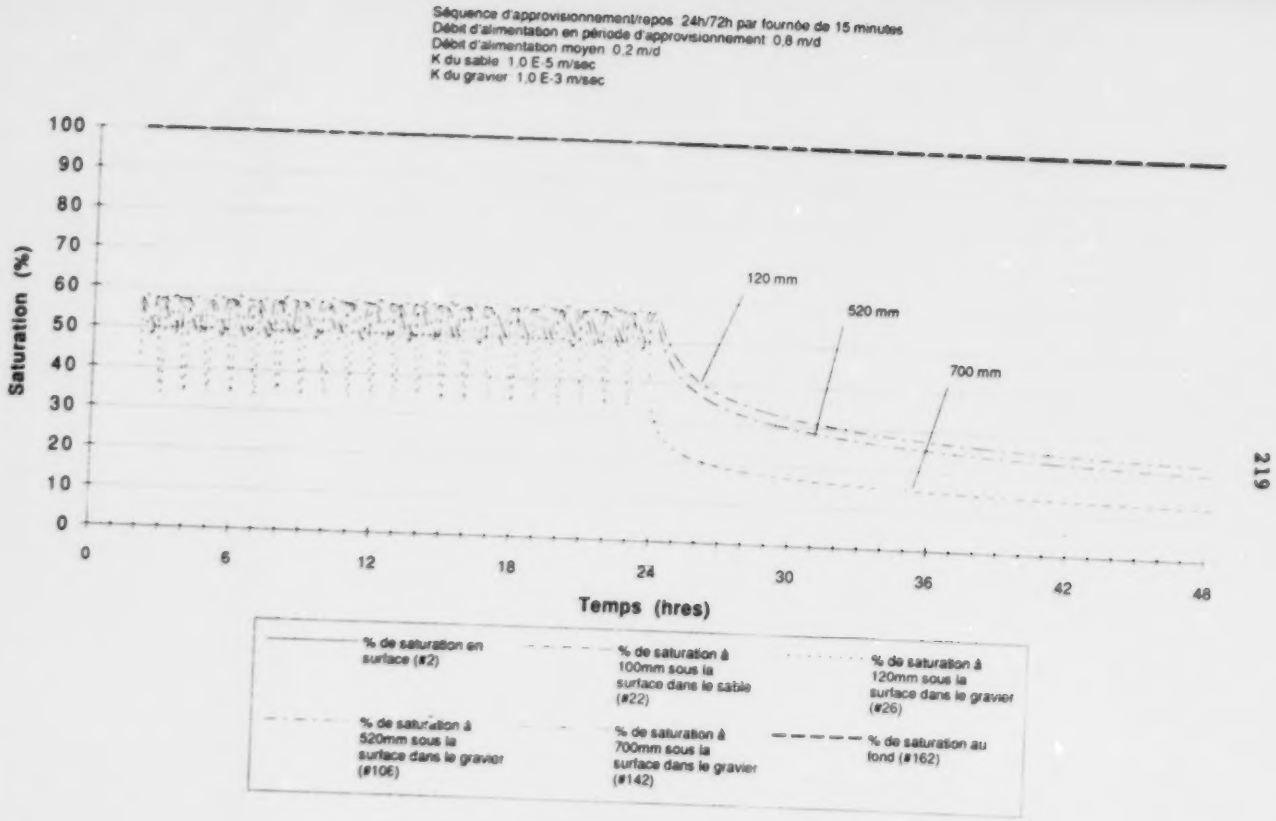


FIGURE 17

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DU TAUX DE SATURATION DANS LE FILTRE)

19/8/92

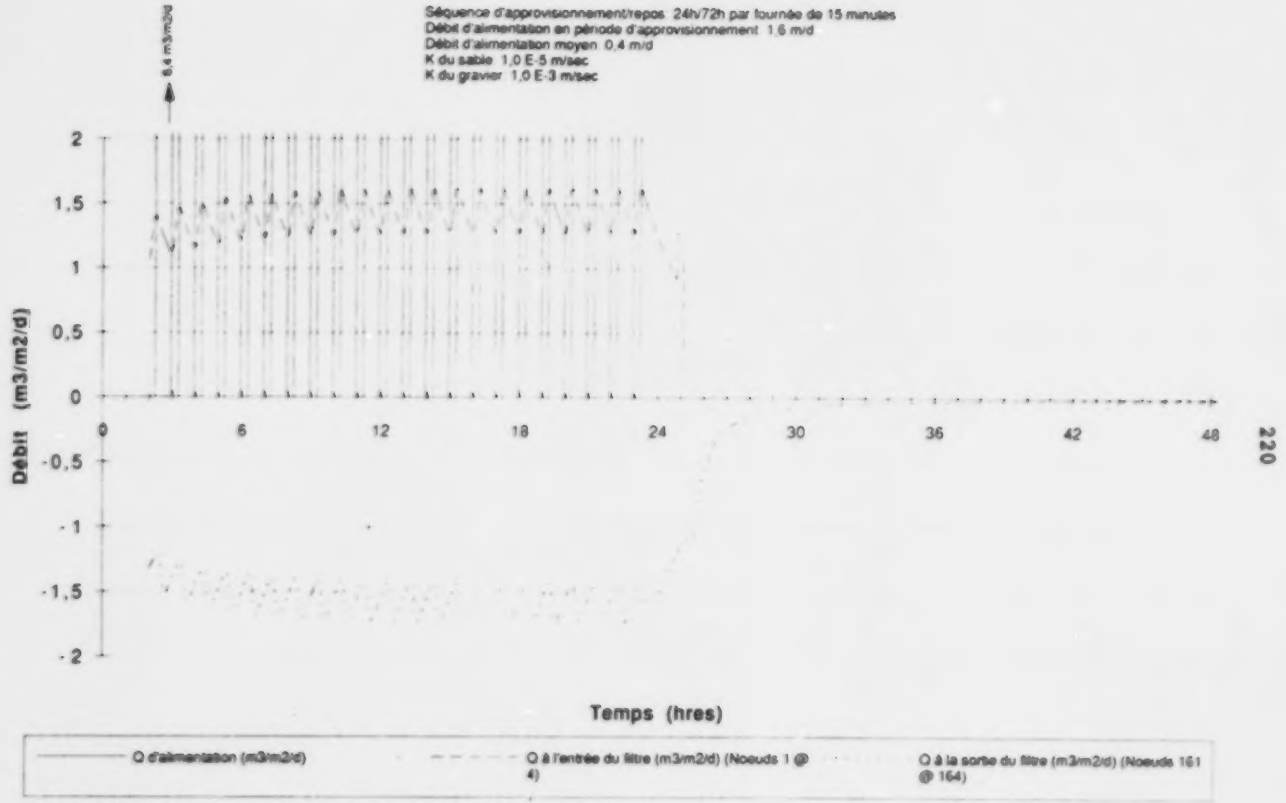


FIGURE 18

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DES DÉBITS)

20/8/92

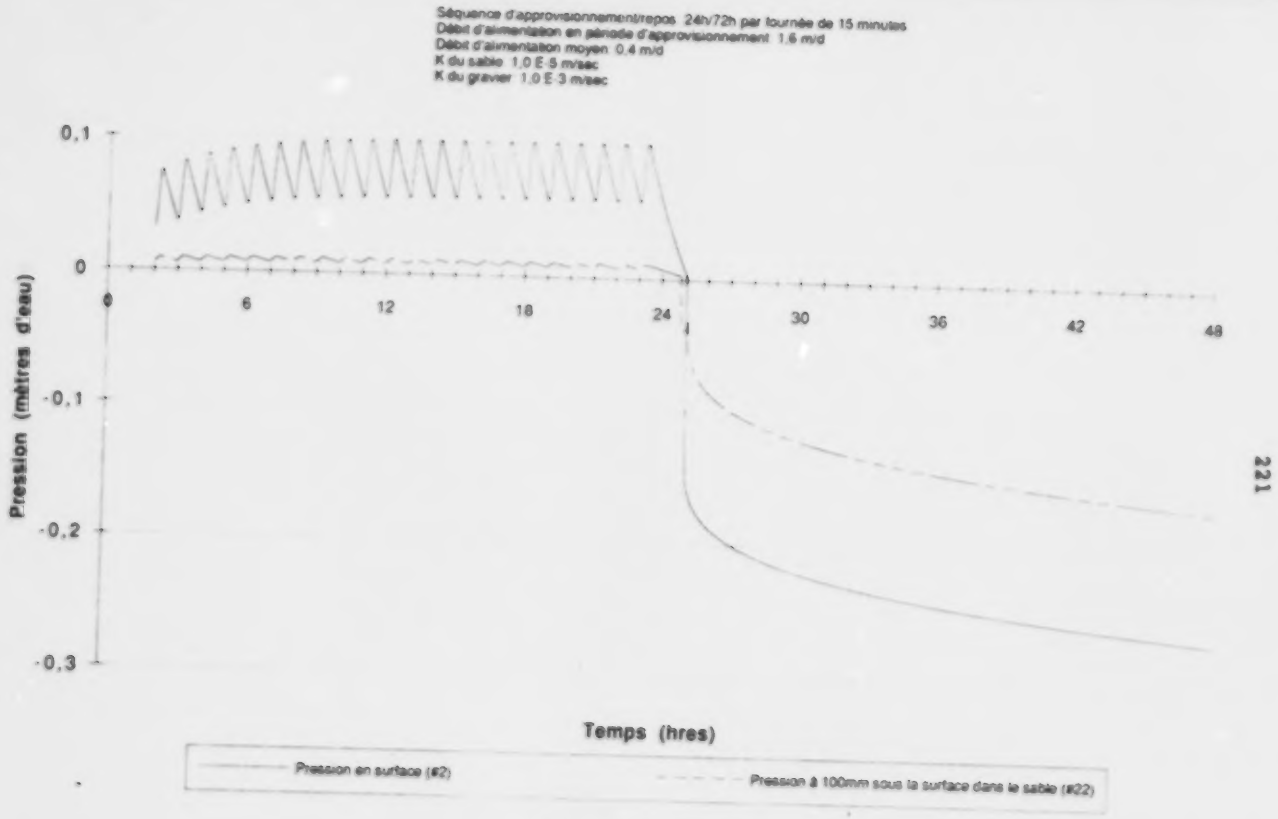


FIGURE 19

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DES PRESSIONS)

20/8/92

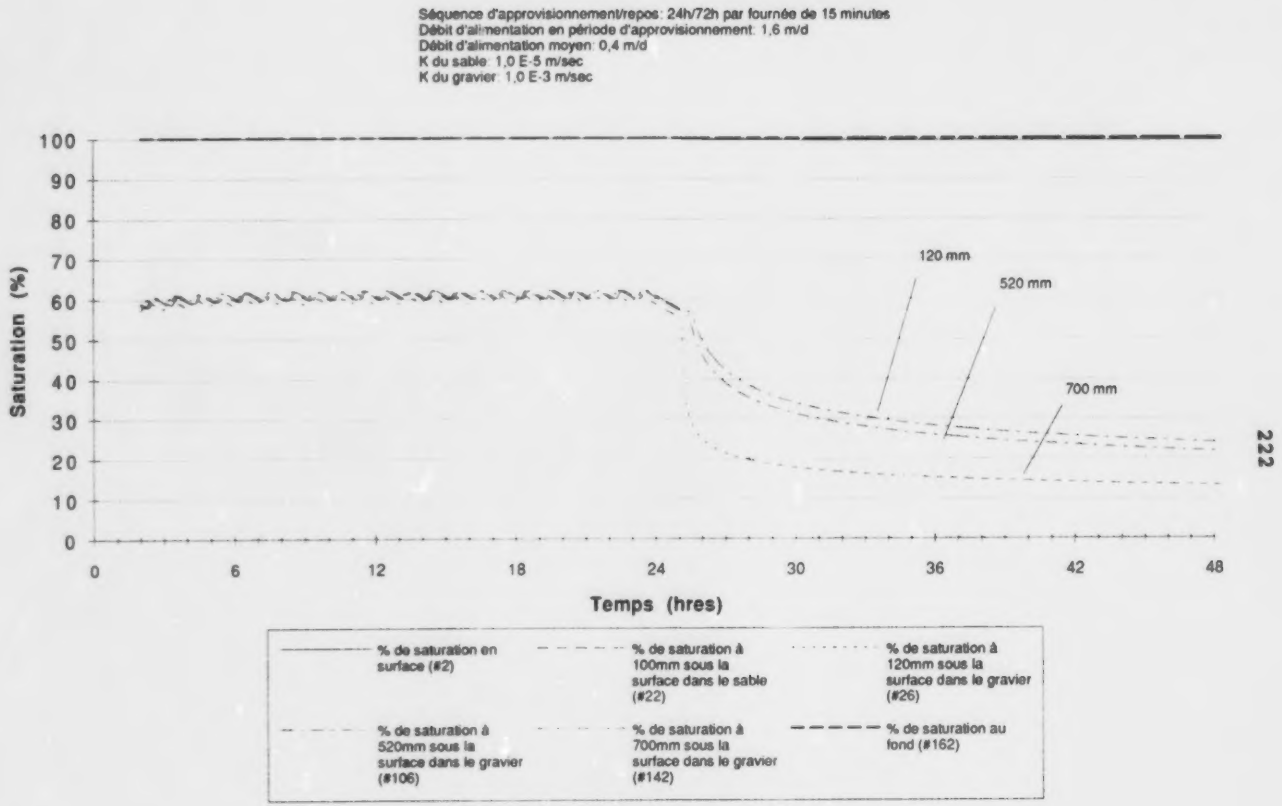


FIGURE 20

ÉVOLUTION DU COMPORTEMENT D'UNE UNITÉ À ÉCOULEMENT VERTICAL (VARIATION DU TAUX DE SATURATION DANS LE FILTRE)

20/8/92

C. Répartiteur

Le répartiteur doit avoir un volume utile égal à la superficie d'une unité verticale X 0,1 m. Le débit à la sortie du répartiteur doit être suffisant pour le vider dans une période de 15 @ 30 minutes.

D. Conception d'une unité HSS

La superficie de l'unité HSS dépend des rendements recherchés et du temps de résidence hydraulique nécessaire. La forme et principalement la longueur d'écoulement sont surtout contrôlées par la charge hydraulique et la perméabilité du média filtrant. Nous proposons ci-après une procédure permettant d'optimiser le dimensionnement des unités HSS.

ÉTAPE 1
Établissement de la superficie minimale nécessaire pour obtenir les rendements

Cette étape consiste à évaluer, pour chacune des conditions, la superficie minimale nécessaire pour obtenir les rendements escomptés. Pour ce faire, on prévoit l'ajustement de l'équipement de contrôle de niveau à une hauteur élevée (Hs = 0,8 m) pour un système de 0,9 m d'épais à la sortie. En effet, plus le niveau à la sortie est élevé et meilleur est le rendement obtenu pour une même superficie. La valeur maximale retenue de Hs est de 0,8 m afin de conserver une marge de manoeuvre sous la surface de 100 mm.

À partir de l'équation suivante, on établit la superficie nécessaire pour chacune des conditions d'opération.

$$S = \frac{3Q\,(He^2 - Hs^2)\,(\ln Ce - \ln Cs) \times 86\,400}{2\,k_t\,\rho\,(He^3 - Hs^3)}$$

(Éq. 5.1)

où:

- Hs = hauteur d'eau à l'effluent en m est égale 0,8 m
- Q = débit moyen journalier d'eaux usées en m^3/s
- Ce = concentration de la DBO_5 à l'entrée en mg/l
- Cs = concentration en DBO_5 à la sortie en mg/l
- K_t = constante de premier ordre dépend de la température en d^{-1}
  - = $k_{20} \times 1{,}06^{(t-20)}$ ou K_{20} = constante de premier ordre à 20°C qui est de 0,805
- T = température de l'eau usée en degré centigrade
- ρ = porosité du média filtrant (sans unité)
- He = l'épaisseur totale du lit = 0,9 m
- S = la superficie totale nécessaire de l'unité HSS en m^2

On retient la superficie calculée la plus grande.

ÉTAPE 2
Établissement de la longueur d'écoulement du lit

Pour une même superficie, on peut augmenter la capacité hydraulique en réduisant la longueur d'écoulement, soit la distance entre la tranchée d'alimentation et la tranchée d'évacuation. Cette étape consiste donc à

vérifier, pour chacune des conditions d'opération, la longueur d'écoulement minimale nécessaire pour obtenir la capacité hydraulique suffisante pour passer le débit. Si on dilue une eau usée ayant une charge massique donnée, le système doit avoir une capacité hydraulique plus grande mais les rendements recherchés sont inférieurs et le temps de résidence hydraulique peut donc diminuer. À l'opposé, si l'eau usée est plus concentrée, le rendement recherché sera plus grand mais la capacité hydraulique du système pourra être abaissée. L'équipement de contrôle de niveau peut être utilisé à cet effet. Lorsque le débit augmente, le niveau à la sortie peut être abaissé afin d'augmenter la capacité hydraulique du système tout en maintenant un rendement acceptable. Si par contre le débit diminue, l'équipement de contrôle de niveau peut être relevé pour augmenter le rendement de l'unité tout en maintenant une capacité hydraulique acceptable.

L'approche visant à établir la longueur minimale nécessaire tient compte de ses possibilités d'ajustement et la première démarche consiste à déterminer la hauteur d'ajustement à la sortie minimale qui permettra d'obtenir le rendement recherché.

Sous-étape 2.1:
Établissement de Hs minimal qui permet d'obtenir le rendement recherché

Pour chacune des conditions de conception, on calcule, à partir de l'équation 5.1 énoncée ci-haut, la valeur de Hs nécessaire à chaque condition d'opération en utilisant la superficie retenue à l'étape 1.

Considérant qu'il est difficile d'isoler Hs de cette équation, on peut solutionner le problème en itérant à partir de Hs égal 0,8 jusqu'à 0 afin d'obtenir la superficie calculée égale à la superficie retenue à l'étape 1. Si S calculé est plus petit que S retenu lorsque Hs est égal à 0, cela signifie que les rendements seront meilleurs pour ce cas particulier.

Sous-étape 2.2:
Calcul de la longueur minimale pour chacune des conditions

Pour chacune des conditions d'opération et à partir du Hs correspondant à chacune de ces conditions, on établit la longueur minimale requise du système à partir de l'équation 5.2.

$$L = \sqrt{\frac{K\,(He^2 - Hs^2)\,S}{2Q}}$$

(Éq. 5.2)

K = coefficient de perméabilité en m/s

Une longueur inférieure à 3 m n'est pas recommandable afin d'éviter les écoulements préférentiels et les risques de courts-circuits. Si la longueur minimale calculée est supérieure à 3 m, on retient cette valeur et on calcule la largeur totale du système avec S et L retenus.

Par contre, si la longueur calculée minimale est inférieure à 3 m, on retient L = 3 m et on doit reprendre les calculs pour établir la superficie nécessaire qui permet de rencontrer toutes les conditions.

E. Sélection du média filtrant

Le matériel utilisé doit préférablement être un sable et gravier dont le coefficient de perméabilité est supérieur à 10^{-3} m/s. Celui-ci ne doit pas contenir de silt ni de pierre anguleuse. Si la longueur du système est trop courte, on devrait rechercher un sol plus perméable afin de pouvoir l'allonger. La conception finale des unités doit être réalisée après avoir retenu le matériau filtrant. Si la déphosphatation est envisagée, une légère quantité d'argile (5 @ 10%) pourrait y être introduite afin d'améliorer les capacités d'adsorption du milieu mais les superficies et longueurs d'écoulement devront être ajustées en conséquence. Un matériau provenant d'une formation calcaireuse est préférable à un matériau de provenance granitique. Les matériaux granitiques sont très inertes et les capacités d'adsorption très faibles.

TEMPERATURE EFFECTS ON THE PERFORMANCE OF A SUBMERGED AERATED FILTER PROCESS

by

E. Koutsakos♦ A.J. Smith♦ and W.J. Brignal+

♦ Thames Water Utilities,
Group Research & Development,
Spencer House, Manor Farm Road,
Reading, Berks RG2 OJN, U.K.

+PWT Projects Limited
632/652 London Rd, Isleworth,
Middlesex, TW7 4EZ, U.K.

INTRODUCTION:

The need to minimise the environmental impact of municipal and industrial effluents has led to the enforcement of more stringent discharge standards in an economic climate where value for money and customer service are equally important. In order to meet these new standards, the performance of the chosen treatment process must be specified over the required range of operating conditions. Variations in influent flow, strength and composition can be accounted for in process design, however, for other variables such as temperature, the effect on process performance is not clearly defined.

Temperature is one of the most important variables affecting growth of bacteria in biological wastewater treatment systems. Most bacteria can only grow over a relatively narrow range of temperatures and within this range, temperature variations affect the rate of cell growth. The complex chemistry of living bacteria makes it difficult to predict the effects. In addition, at a given temperature, bacteria can behave differently under laboratory conditions than when exposed to a full scale treatment process.

In the UK, the predominant biological wastewater treatment options are suspended growth activated sludge systems and attached growth percolating filters. The main affect of periods of low temperature operation is on nitrification, especially in non-flooded trickling filter systems where ambient temperatures can have a significant effect on the temperature of the liquid phase within the fixed growth reactor.

The process of nitrification is accomplished through the oxidation of ammoniacal nitrogen to nitrite by nitrosomonas, and the subsequent oxidation of nitrite to nitrate by nitrobacter under aerobic conditions. The rate limiting step has been shown to be the growth rate of nitrosomonas (3) which for a given temperature is approximately 50% lower than the growth rate of nitrobacter.

The performance of flooded attached growth systems, such as submerged aerated filters, has been shown to be less affected by lower temperatures than suspended growth processes (1,2,6). For simultaneous carbon oxidation - nitrification in suspended growth systems, the lower growth rate of autotrophic nitrifying organisms compared to the carbon oxidising heterotrophs leads to an effective decrease in the population of nitrifyers within the biomass, reducing nitrification efficiency.

Submerged aerated filters, such as the PWT SAFe Process are a relatively new development in sewage treatment which are becoming increasingly popular in the UK for treating coastal discharges where available space is limited and odour treatment is required. The process comprises an aerated packed bed of granular media. The waste to be treated flows down through the bed with a countercurrent stream of air introduced at the base. The large specific surface area of the media and rough, porous structure allows the growth of a high concentration of biomass attached to the media.

This is typically 5 times the concentration found in conventional suspended growth treatment systems and results in a significantly smaller aeration tank volume. In addition, suspended solids are removed in passing through the bed and final settlement and return sludge pumping is not required. The process is therefore not affected by problems associated with sludge bulking and can be sited within an area approximately 40% of that required for a conventional plant.

Investigations into the effect of temperature on the performance of submerged aerated filters have shown that nitrification can occur at temperatures as low as freezing point. A literature survey (1) showed that the rate of nitrification at different temperatures appears to vary between different attached growth systems. Haug and McCarty (4) showed that in an upward flow system using pure oxygen the retention time required for a given degree of nitrification increased as temperature decreased. Nitrification was possible at 1°C with a retention time 15 times higher than that at 25°C. The authors proposed a correlation for the rate of nitrification as a function of ammonia concentration in the feed and temperature.

McHarnes et al (5) using a similar system as that of Haug and McCarty showed similar results. Both studies concluded that as the temperature was lowered the retention time had to be increased in order to maintain the same degree of nitrification.

Using different packing media and size Young et al (6) showed that nitrification performance is not affected at temperatures as low as 8°C. Rusten (7) suggested that, unlike previous claims biological reaction rates double every 10°C in activated sludge systems; the temperature effect in submerged aerated filters is negligible for bacteria acclimated at relatively low temperatures. He proposed that temperature has little effect on the organic removal rate between 10 - 20 °C.

Golla and Lin (2) using an aerated reactor filled with polyurethane pads showed that nitrification was maintained as temperatures dropped to 8-10°C, however, as temperatures gradually decreased from 10 to 0°C the nitrification rate also decreased. Their results showed no significant influence of temperature on the removal rate of BOD and solids, with an average of 30% BOD and 35% solids removal.

Green et al (12) investigated the biological growth when sewage is trickled over vertical metal screens under controlled temperature. They showed that the total amount of growth was greatest at 20°C and least at 5°C.

Catherine et al (8) determined the Arrhenius coefficient (1.05) for the nitrification rate for the temperature range of 12-20 °C. Their results showed that nitrification rate was not significantly affected for temperatures above 10°C.

Stensel et al (9) carried out an evaluation of a submerged aerated filter system. It was shown that for loading rates below 2 kg BOD/m^3. day and at temperatures above 10°C there was little effect on the rate of removal of total BOD, although some effect on the soluble BOD removal rate was observed. It was also shown that for temperatures above 11°C the rate of nitrification shows no general trend and remains approximately the same.

A comprehensive research and development programme on the SAFe process submerged aerated filter has been carried out by Thames Water on behalf of PWT-Projects. Pilot plant investigations reported by Smith et al (10) and further work has shown that full nitrification can be achieved at ammoniacal nitrogen loading rates of up to 0.6 kg/m^3. day. Results from the 20,000 population equivalent PWT SAFe Process plant at Thames Water's Silchester sewage treatment works show that the process complies easily with its stringent effluent discharge consent of 25 mg/l suspended solids, 7 mg/l BOD and 5 mg/l NH_4-N.

In order to gain more information on the performance of submerged aerated filters at temperatures lower than 10°C a pilot SAFe process plant was constructed at Thames Water's Ash Vale Research and Development Facility. The temperature of the pilot plant influent was maintained relatively constant for prolonged periods to allow the acclimatization of the bacteria for better low temperature performance (7). Temperatures were chosen in relation to seasonal temperatures.

The objectives of the study were:

- To investigate the effect of temperature on nitrification, carbonaceous oxidation and suspended solids removal in a complete treatment SAFe process submerged aerated filter.

- To compare the performance of the SAFe process with other attached and suspended growth treatment systems.

EXPERIMENTAL PILOT PLANT AND OPERATION:

The pilot plant was commissioned in August 1991 during a warm temperature period in order to allow the growth of a healthy bacteria population. The experiments were continued through the winter months until March 1992. A schematic diagram of the pilot plant is shown in Fig. 1.

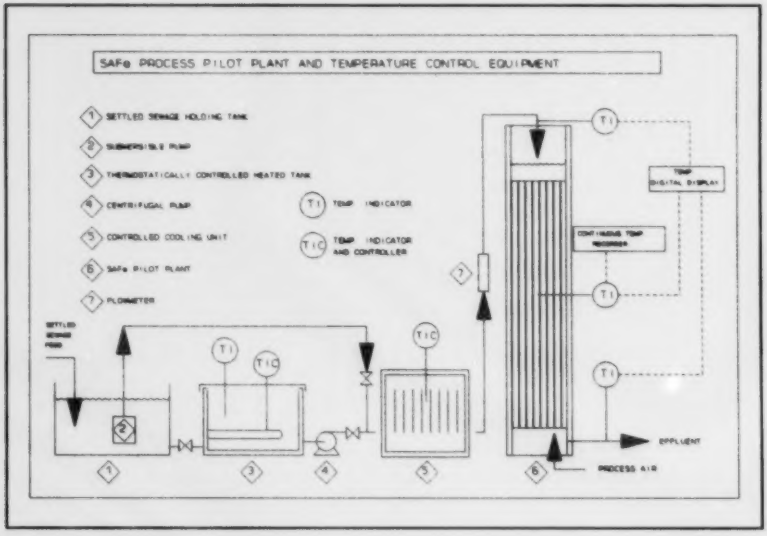


Figure 1 SCHEMATIC DIAGRAM OF EXPERIMENTAL PILOT PLANT

The plant consisted of a 6" diameter clear uPVC column packed with closely graded granules of expanded clay of mean specific gravity of 1.6 and mean packed bed voidage of 0.4. The packed media was supported by an underdrain plate. Settled sewage from the Ash Vale works was collected in a holding tank from which it was either pumped to a temperature controlled cooling unit or diverted into a thermostatically controlled heated tank. The temperature of the heating and cooling units was adjusted such that the temperature of the flooded-packed column was maintained at a pre-specified temperature ($\pm$ 1°C).

The pumped settled sewage was fed to the top of the column at a constant hydraulic loading rate, (HLR) of 1.3 m/h. All the pipes of the pilot plant and the experimental column itself were insulated to minimise heat losses. The temperature of the column influent and effluent were recorded daily. The temperature in the packed column was continuously monitored by a thermocouple probe connected to a chart recorder / display, inserted within the packed media at approximately mid-height of the column. The recorded temperature of the pilot plant and ambient temperature throughout the length of the investigation is shown in Fig. 2.

The pre-specified temperature ranges for the column were chosen to fall approximately within the range of the ambient temperature. Five temperature ranges were chosen, these were: 20 ± 1 °C, 18 ± 1 °C, 12 ± 1 °C, 8 ± 1 °C, and 5 ± 1 °C. The column was maintained at each specified temperature range for at least one month. During the course of the experiments some initial problems were encountered in maintaining the required temperature range since the temperature control system did not incorporate a closed loop system. Therefore an adjustment period was required each time the temperature range was lowered. These periods are shown as breaks between the column temperature profile in Fig. 2.

The process air to the pilot plant was added via a plastic distributor at its base. The air

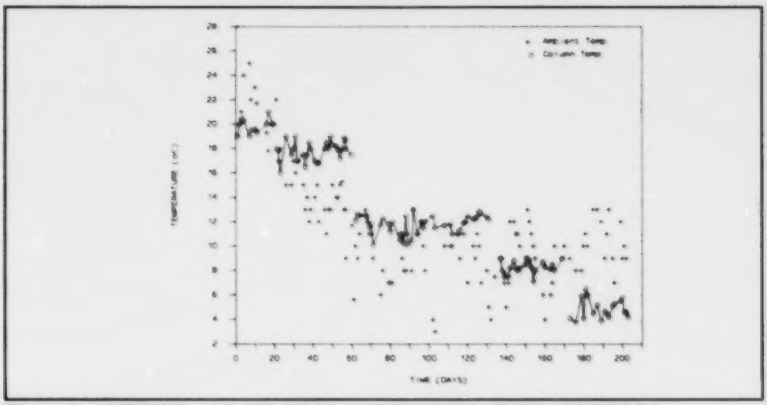


Figure 2 AMBIENT AND PILOT PLANT TEMPERATURE PROFILES

requirement for a complete treatment was estimated on the basis that for 1kg BOD removed, 1kg of oxygen is required and for 1kg of Ammonium-Nitrogen (NH_4-N) removed, 4.5Kg of oxygen are required, with an assumed oxygen transfer efficiency. The air flow rate was maintained constant throughout the experiment.

The effluent from the column was collected in a holding tank and used to backwash the column in a combined mode with air. The flowrates of the air and wash water were predetermined such that the hydrodynamic regime created within the packed column would provide a so-called minimum disturbance conditions, thus obtaining the "pulse and collapse state" of a disturbed packed bed, as described theoretically by Armirtharajah (11). An optimum correction factor was also used since in practise packed beds comprise a range of particle sizes. Backwashing was carried out when the build up of biomass and filtered solids within the filter caused an increase in headloss and an increase in the liquid level at the top of the column. Backwashing was generally carried out once every 24 hours.

The average volumetric loading rates (VLRs) during the course of the experimentation were 2 kg/m^3 per day BOD and 0.3 - 0.4 kg/m^3 per day of NH_4-N. The process was monitored by daily analysis of the influent and effluent concentration of, BOD, NH_4-N, NO_2-N, NO_3-N and Suspended Solids. Periodic checks of the pH carried out showed an operating range of $6.8 < pH < 7.5$.

RESULTS AND DISCUSSION:

The efficiency of the Submerged Aerated Filter has been evaluated with respect to the requirement for complete treatment. Typical operation within the Thames Water area would require an effluent better than 10:10:5 95-percentile of BOD: SS: NH_4-N. Results obtained from large-scale PWT-Projects/Thames Water plants are also included in this section. The effect of temperature on the process performance was divided into three sections:

(a) Nitrification performance

(b) Carbonaceous BOD removal

(c) Suspended Solids removal

The average results for each temperature range investigated are shown in Table: 1.

TABLE: 1 AVERAGE PARAMETER VALUES FOR A GIVEN TEMPERATURE RANGE.

TEMP ℃ (range)	NH_4-N FEED (mg/l)	NO_2-N OUT (mg/l)	NO_3-N OUT (mg/l)	BOD OUT (mg/l)	S.S. OUT (mg/l)	% REM. NH_4-N	% REM. BOD	% REM. S.S
19.8 (20±1)	18.2	0.03	-	1.5	5.5	95.7	98.1	94.9
17.8 (18±1)	15.7	0.16	7.9	3.6	2.6	95.3	94.8	96.8
11.8 (12±1)	20.3	0.19	7.1	5.5	3.7	89.8	95.3	94.9
8.2 (8±1)	21.3	0.36	5.7	9.2	4.6	71.7	94.6	95.6
4.9 (5±1)	19.9	2.05	5.5	22.1	22.9	47.1	77.6	71.7

S.S. = Suspended Solids, %REM. = % Removal

(a) Nitrification performance:

The concentration of NH_4-N in the feed and effluent streams for the duration of the whole study is shown in Fig. 3.

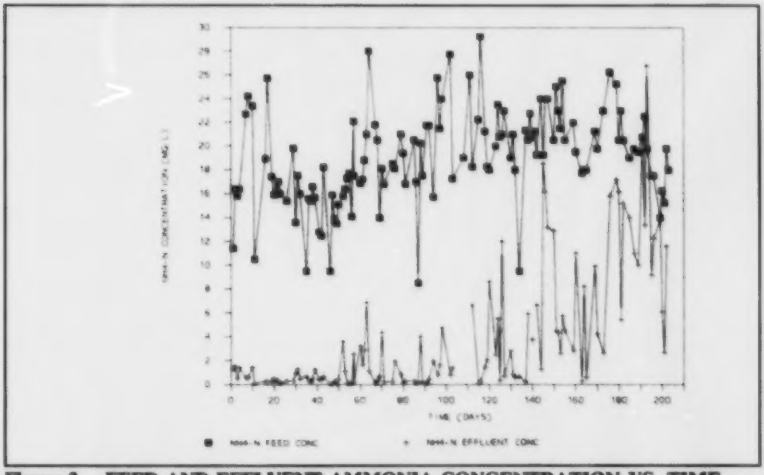


Figure 3 FEED AND EFFLUENT AMMONIA CONCENTRATION VS. TIME

The daily concentration fluctuations resulted in the mean values per temperature range between 16 to 21 mg/l (Table: 1). It is evident from Figs. 2 and 3 that as the temperature is reduced the NH_4-N concentration in the effluent increases, particularly for temperatures below 12±1°C range. This result agrees with previous findings (2,6,12).

Table: 1 shows that the reduction in the mean temperature from 11.8°C to 4.9°C corresponds to reduction of the mean % NH_4-N removal from 90% to 47% respectively. However, for temperatures above the 12±1°C range the average effluent NH_4-N concentration is less than 1 mg/l.

This nitrification performance was achieved under the feed load of 91 - 115 mg/l of BOD. The 5mg/l, 95-percentile criterion could be satisfied at temperatures below the 12±1°C range at the loading rates applied. Golla and Lin (2) showed that a drop of temperature from 20 to 10°C corresponds to a 20% reduction in the rate of nitrification, were as, a reduction of temperature from 10 to near freezing temperatures resulted in a 74% reduction.

The Nitrogen profile throughout the Submerged Aerated Filter, SAFe, at ambient temperatures could be represented by Fig. 4. The data shown in Fig. 4 were obtained on a large scale plant with $2m^3$ capacity where the HLR and VLR values for BOD and NH_4-N fall within the range of this study. The results in Fig. 4 agrees with previously published profiles (4) for temperatures above 15°C, i.e. at the initial stage of the filter, nitrifying bacteria are unable to compete with heterotrophic microorganisms responsible for BOD removal, thus NH_4-N oxidation in the first 1/3 section of the filter corresponds to less than 5% of the total percentage removal. The effect of temperature on Nitrogen profiles is currently under investigation.

The average values of Nitrogen at the different temperature ranges shown in Table:1 are plotted in Fig. 5. The results show a relatively small decrease of NO_3-N effluent concentration between the average temperatures of 17.8 - 4.9°C. However, a large increase of NO_2-N effluent concentration is noted for temperatures lower than 8.2°C. This designates a significant reduction in the NH_4-N removal rate. The reduction of temperature from 8.2 to 4.9°C corresponds to a 55% decrease in nitrification rate (kg of NH_4-N removed / m^3 day).

Young et al (6) using an upflow packed bed filter to treat final effluent form trickling filter showed that nitrification was relatively unaffected as the temperature continued to decrease down to 8°C. Shammas (16) obtained some nitrification at 4°C (0.04 kg/m^3 per day). Golla and Lin reported a nitrification rate more than double to that of Shammas at near freezing conditions.

The sum of the NH_4-N, NO_2-N and NO_3-N concentrations throughout this study is shown in Fig. 5 to remain relatively constant, demonstrating that there were no significant sources or sinks of Nitrogen during the course of experimentation.

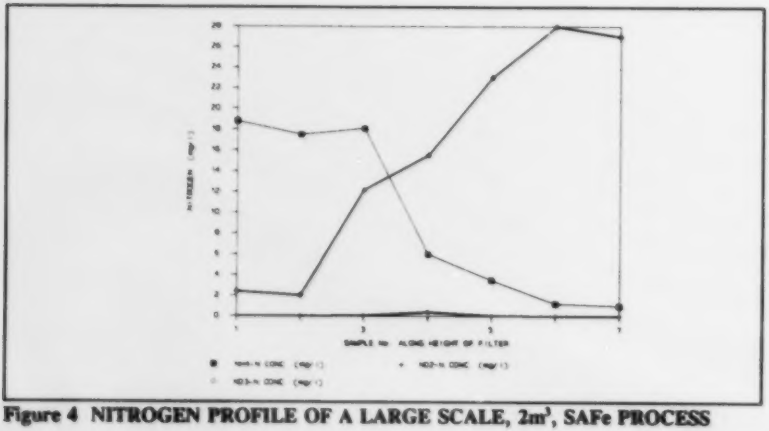


Figure 4 NITROGEN PROFILE OF A LARGE SCALE, $2m^3$, SAFe PROCESS

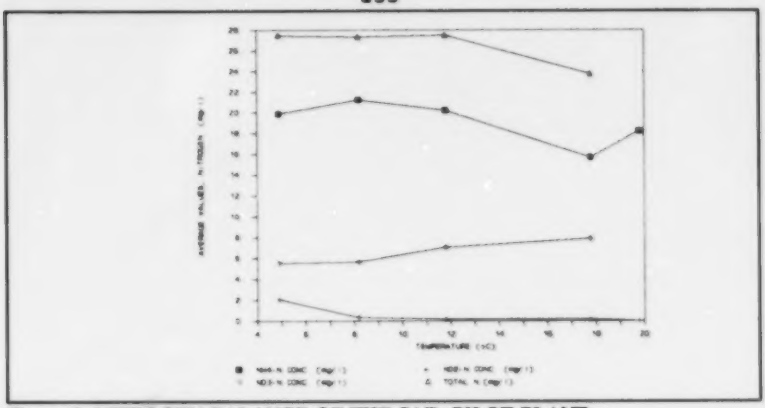


Figure 5 NITROGEN BALANCE OF THE SAFe PILOT PLANT

Previous puplished work suggests that nitrifying systems achieve a maximum performance at 30°C (13,14). This was assumed to be the temperature at which 100% of maximum nitrification rate occurs (2). The nitrification rate at a given temperature as a percentage of the maximum at 30°C has been shown to be higher for attached growth systems rather than suspended growth systems, for temperatures below 15°C (14). There is a difficulty however, in determining precisely the biomass on attached growth systems at any time and therefore a basis often used is the rate of removal per unit active surface or volume of the system. Experiments carried out in the pilot plant SAFe process and in large scale plants were used to determine the rate of nitrification at 30°C under stressed conditions. The nitrification performance of the submerged aerated filter, SAFe is superimposed on Fig. 6, which is a reconstruction of the comparison of attached and suspended growth systems from reference (14).

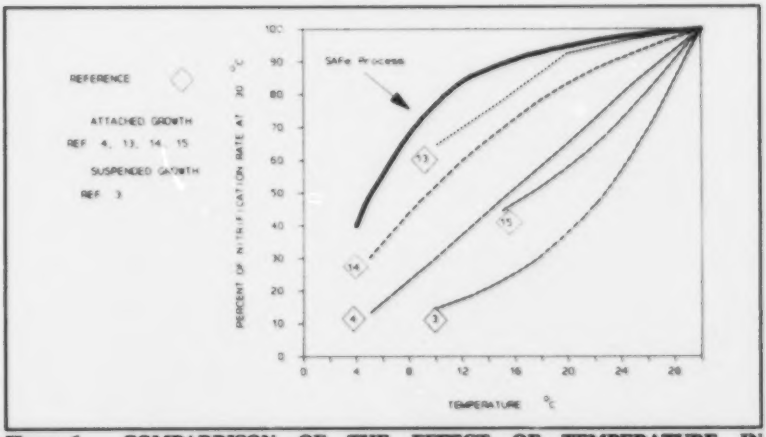


Figure 6 COMPARRISON OF THE EFFECT OF TEMPERATURE IN NITRFICATION OF SUSPENDED AND ATTACHED GROWTH SYSTEMS

The results corroborate previous findings which showed that attached growth systems are able to retain a larger population of bacteria at lower temperatures and thus achieve higher nitrification rates.

The data in Fig. 6, show that the nitrification rate in the SAFe submerged aerated filter, operated to achieve complete treatment, is less affected by temperature than other attached growth systems, particularly below 12°C, although some were designed for nitrification only.

(b) BOD Removal:

The experimental results of the BOD concentration in the feed and effluent for the duration of the experiments are shown in Fig. 7. The mean values of Fig. 7 summarised in Table: 1 reveal that a 95% BOD removal is maintained at temperatures as low as 8±1°C. This corresponds to 1.8 kg/m^3 per day of BOD removal based on an average 2 kg/m^3 per day BOD loading. This high process efficiency resulted in a mean effluent concentration less than 10 mg/l of BOD for the above temperature range. Stensel et al (9) also reported no effect on the removal rate of BOD for temperatures above 10°C.

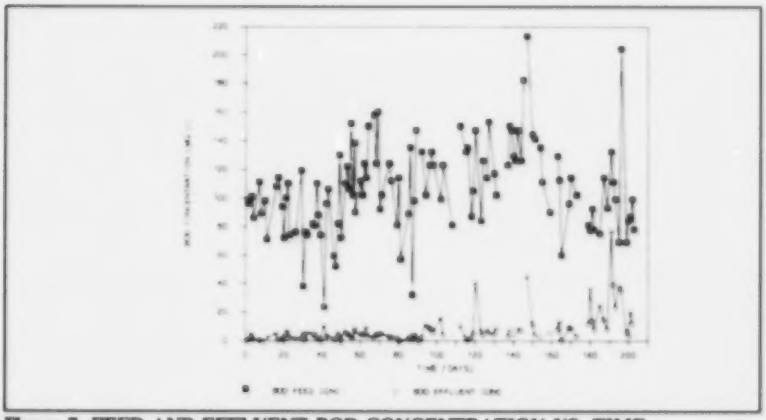


Figure 7 FEED AND EFFLUENT BOD CONCENTRATION VS. TIME

Figs. 2 and 7 show that for mean temperatures below 4.9°C the %BOD removal is effectively reduced to 76%. Green et al (12) in their investigation on the effect of temperature on the biological growth on steel screens showed that the %BOD removal was approximately the same between 20 - 30°C (95% removal), but reduced to no more than 50% for temperatures around 5°C. The daily variation of the BOD concentrations shown in Fig. 7 appear not to affect the quality of the effluent.

(c) Suspended Solids removal:

Fig. 8 shows the data for the daily results of the analysis of the suspended solids feed and effluent concentrations in mg/l. The reduction of solids for temperatures above 8±1 C° ranged between 95-97% removal. The average solids concentration in the feed was 97 mg/l. The 10 mg/l percentile criterion in the effluent was therefore satisfied. The efficient filtration of inorganic solids and biodegradation of the organic solids in a large scale SAFe process has been shown in a previous publication (10). However, for the temperature range of 5±1°C the % Solids removal was decreased to 72%. Fig. 7 shows that on day 192 the concentration of solids in the effluent is higher than that of the feed (period corresponds to the lowest temperetures of this study). This could be due to the fact that bacteria cease to grow at lower temperatures and detach themselves from the packed media or even die and consequently exit the process via the effluent stream. This peculiar result coincides with a higher NH_4-N concentration in the effluent than in the feed as shown in Fig. 3 and a higher than the average BOD effluent concentration, Fig. 4. The higher solids concentration in the effluent stream could have been a contributory factor towards the high NH_4-N effluent concentration, Fig. 3.

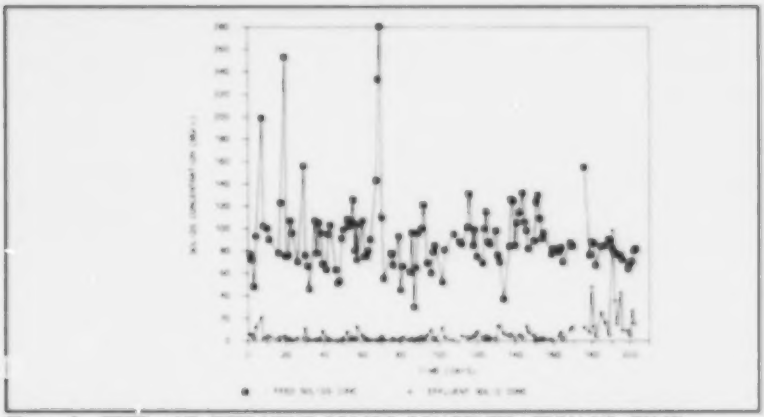


Figure 8 FEED AND EFFLUENT SOLIDS CONCENTRATION VS. TIME

The reduction in % Solids removal at temperatures 5 ± 1 °C also corresponded to a distinct reduction in the % BOD removal and an enhanced reduction in % NH_4-N removal. This is clearly shown in Fig. 9 where the mean values of % Removal of BOD, S.S. and NH_4-N per temperature range are plotted against mean temperature. The profiles in Fig. 9 show that nitrification is affected at higher temperatures than BOD and Suspended Solids removal. Fig. 9 reveals that general parameters such as Arrhenius coefficients and rate removal correlation coefficients found in the literature could only be applicable over a certain temperature range.

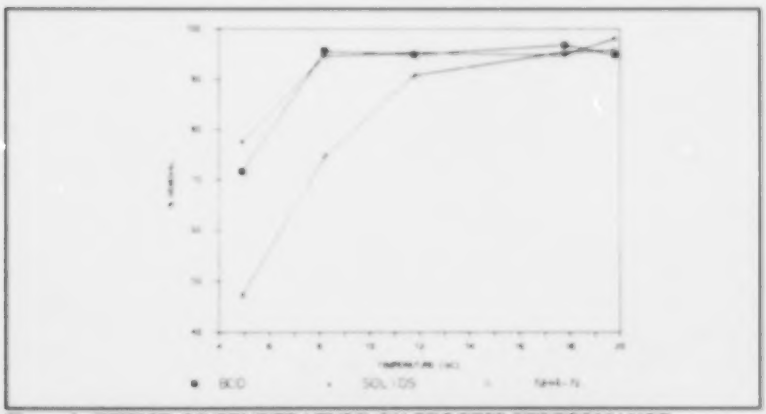


Figure 9 EFFECT OF TEMPERATURE ON PROCESS PERFORMANCE

CONCLUSIONS:

The performance of the SAFe process submerged aerated filter, as shown in Fig. 9, was found to be relatively unaffected for temperatures above 8-10°C. Previous published findings for different designs of aerated flooded filters agree with the above result.

Temperatures around 5 ± 1°C down to freezing point have an effect on the rate of removal of NH_4-N, BOD and Suspended Solids.

The SAFe process Submerged Aerated Filter has been shown to achieve the 10:10:5 BOD:SS:NH_4-N criterion under ambient temperatures above 12±1°C at an average VLR of approximately 0.35 kg NH_4-N/m^3.day. Similar effluent quality could be expected at lower temperatures providing a lower VLR was used.

Experimental results suggest that prolonged low temperature periods, even at above freezing point could result in bacterial die off and loss of biomass from the filter.

The nitrification rate of attached growth, flooded systems such as the SAFe process is less affected by temperature than suspended growth systems, particularly at temperatures lower than 12±1°C.

ACKNOWLEDGEMENTS

The work was carried out as part of the Thames Water plc Research and Development programme. Thanks are due W. Edwards and J. Ockleston for assisting in plant operation. Any views expressed in this paper are those of the authors and not necessarily those of Thames Water or PWT-Projects.

REFERENCES:

(1) "Process Design Manual for Nitrogen Control", USEPA, Oct. (1975)

(2) Golla, P.S., Lin, A.J., "Cold Temperature Nitrification Using Captor Process" 46 Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, pp. 631 - 640, (1992).

(3) Knowles, A.L., Downing, A.L., Barrett, M.J., "Determination of Kinetic Constants for Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of an Electronic Computer" J.gen.Microbiol. vol.38, pp. 263-279, (1965).

(4) Haug, R.T., McCarty, P.L., "Nitrification with submerged filters" Journal WPCF, vol. 44, No. 11, pp.2086-2102, (1972).

(5) McHarness, D.D., Haug, T.R., McCarty, P.L., "Field studies on nitrification with submerged filters" Journal WPCF, vol. 47, No. 2, pp.291 - 309, (1975).

(6) Young, J.C., Baumann, E.R., Wall, D.J., "Packed-bed reactors for secondary effluent BOD and ammonia removal" Journal WPCF, vol. 47., No.1 pp. 46 - 56, (1975)

(7) Rusten, B., "Wastewater treatment with aerated submerged biological filters" Journal WPCF, vol. 56, No. 5., pp. 424 - 431, (1984)

(8) Catherine, P., Gousailles, M., Rogalla, F., Gilles, P., "Aerated Biofilters for Nitrification and Effluent Polishing", Wat.Sci.Techn., vol. 22, No. 7/8, pp. 181 - 189, (1990)

(9) Stensel, H.D., Brenner, R.C., Lee, K.M., Melcer, H., Rakness, K., "Biological Aerated Filter Evaluation" pp. 655 - 671.

(10) Smith, A.J., Quinn J.J.,and Hardy, P.J., "The Development of an Aerated Filter Package Plant" in "Advances in Water Treatment and Environmental Management", Elsevier Science, pp 75-87, (1990).

(11) Armirtharajah, A., "Fundamentals and Theory of Air Scour" J.Envir.Eng., vol. 110, No.3 ASCE, Paper No. 18899, (1984).

(12) Green, M.B., Cooper, E.B., Jenkins, S.H., "The Growth of Microbial Film on Vertical Screens Dosed with Settled Sewage", Int.J.Air Wat.Poll., Pergamon Press, vol.9, pp. 807-821, (1965).

(13) Buswell, A.H., Shiota, T., Lawrence, N., Van Meter, I., "Laboratory studies on the Kinetics of the Growth of Nitrosomas with Relation to the Nitrification Phase of the BOD Test", Appl.Microb., vol.2, pp. 21 - 25, (1954).

(14) Huang, C.S., Hopson, N.E., "Temperature and pH Effect on the Biological Nitrification Process" , presented at the annual winter meeting, New York Water Pollution Control Association, New York city, January 1974.

(15) Balakrishnan, S., Eckenfieder, W.W., "Nitrogen Relationships in Biological Waste Treatment Processes - II, Nitrification in Trickling Filters", Water Research, vol. 3, pp. 167 - 174, (1969).

(16) Shammas, N.Kh., "Interactions of Temperature, pH and Biomass on the Nitrification Process", JWPCF, vol. 61, No. 8, p.1440, (1989).

EXPERIENCE IN WASTE WATER TREATMENT "EL MILAGRO"

by

Otto B. Rosasco
WUSC - Peru
Av. Primavera 1477
Monterrico
Lima - Peru

INTRODUCTION

Most of our experiences in waste water treatment is related to the use of facultative lagoons. The use of such treatment is preferred mainly because of local weather conditions, lower operations cost and the low cost of lands upon which the lagoons are located.

Even so, very little consideration is given, in the design and construction of such systems, to the quality of waste, the design parameters, the capacity of the operators, the amount of inlet waste, the local social-economical and education level of the community, or even the weather conditions.

In this paper, we inted to present our experience working with a local water and waste water management authority in the improvement, construction, design and operation of a waste water treatment for a local community of about 5,000 habitants called El Milagro, located in the city of Trujillo, Peru, in South America.

ANTECEDENT

There is a false belief that a lagoon system does the work of a complete treatment system. Most people forget that it is a photosynthetic process that is, and should be, used as one in a series of steps in the total treatment of waste water. In spite of this, most treatment plants in Peru use the lagoons as a series of ponds, or as sedimentation tanks with aerobic and anaerobic processes.

Such was the case of the El Milagro lagoon where we found a partially constructed primary and secondary treatment lagoon ready to hold the wastes of the shanty-town and waste from the local city jail.

Our experience for the design and operation of a photosynthetic system has shown us that it is possible to remove much of the BOD-5 and COD with an organic load in the primary lagoon of more or less 300 to 350 kilograms per hectare.

It is even possible to fill the lagoons up to a level of 600 kilograms per hectare, but in this case we would find some type of insalubrity around the area. The above could be done if there is a continuous flow at a permanent level in the lagoons.

In the same way, with a retention time of six to eight days it is possible to get good results for the waste water treatment. Although lately there is a concern about the reduction of pathogenic microorganisms.

REFERENCE

In spite of the above mentioned, the El Milagro lagoon was overdimensioned for the actual incoming flow, and even worse, the organic load and toxic elements discharged into the system were not taken into consideration. As a result we have an overloaded lagoon with toxics and a lack of facultative aerobic microorganisms for the correct treatment of the waste.

Nevertheless, the lagoon has developed an anaerobic system of waste treatment whith some type of photosyntetic microorganisms that produce an intense pink color all over the surface of the lagoon.

The photosyntetic bacterial concentration increases the turbidity of the water, which does not allow sunlight to penetrate the lagoon. As a result, there is a lack of algy growing.

It has been observed, however, that the algy concentration developed under the layer of the photosyntetic growing bacterial.

THE FACTS

In this paper we intend to show not only our experience, but also to offer suggestions in order to solve the problems that appear in one of our projects. Our concern is that the local water and waste water authority could not perceive the problem in its true dimensions.

On the other hand, we believe that this is a good opportunity for scientists and investigators to find the answers to the problems facing a Lesser Developed Country. We also see an opportunity to find the best and most economical way, in the broadest sense of the term, to treat and reuse the water in a dry country.

TABLA 1

EL MILAGRO

ANALISIS FISICO QUIMICO DE MUESTRA DE

AGUA POTABLE

pH	8.00
Alcalinidad a la Fenolftaleina	0.00 mg/L como $CaCO_3$
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo	134.00 mg/L como $CaCO_3$
Carbonatos	0.00 mg/L como $CaCO_3$
Bicarbonatos	134.00 mg/L como $CaCO_3$
Dureza Total	128.00 mg/L como $CaCO_3$
Dureza Cálcica	66.00 mg/L como $CaCO_3$
Dureza Magnésica	62.00 mg/L como $CaCO_3$
Manganeso	0.00 mg/L como Mn
Fierro	0.01 mg/L como Fe
Cloruros	200.00 mg/L como Cl^-
Sulfatos	160.00 mg/L como $SO_4^=$
Sólidos Totales	726/00 mg/L
Conductancia específica a 20°C.	1100 micromhos/cm.
Cloro Residual	0.5 ppm.

TABLA 2

EL MILAGRO

ANALISIS FISICO QUIMICO DEL DESAGUE CRUDO

pH	7.43
Cloruros	770.00 mg/L como Cl^-
Sulfatos	50.00 mg/L como $SO_4^=$
Oxígeno Disuelto	0.00 mg/L como O.D
Demanda Bioquímica de Oxígeno a 5 días 20°C.	300.00 mg/L como D.B.O
Demanda Química de Oxígeno	680.00 mg/L como D.Q.O
Conductividad específica a 20°C	3800.00 micromhos/cm
Sólidos Totales	2620.00 mg/L
Sólidos Fijos	740.00 mg/L
Sólidos Volátiles	1880.00 mg/L
Sólidos Suspendidos	400.00 mg/L
Sólidos Disueltos	2220.00 mg/L
Sólidos Sedimentables	8.00 ml/L/hr.

TABLA 3

EL MILAGRO

ANALISIS FISICO QUIMICO DE DESAGUE

LAGUNA # 1

pH	8.10
Cloruros	875.00 mg/L como Cl-
Sulfatos	386.00 mg/L como $SO_4^=$
Oxígeno Disuelto	0.00 mg/L como O.D
Demanda Bioquímica de Oxígeno a 5 días 20°C.	180.00 mg/L como D.B.O
Demanda Química de Oxígeno	800.00 mg/L como D.Q.O
Conductividad específica a 20°C	7400.00 micromhos/cm
Sólidos Totales	4520.00 mg/L
Sólidos Fijos	1280.00 mg/L
Sólidos Volátiles	3240.00 mg/L
Sólidos Suspendidos	100.00 mg/L
Sólidos Disueltos	4420.00 mg/L
Sólidos Sedimentables	0.20 ml/L/hr.

TABLA 4

EL MILAGRO

ANALISIS FISICO QUIMICO DE DESAGUE

LAGUNA # 2

pH	8.20
Cloruros	60.00 mg/L como Cl-
Sulfatos	60.00 mg/L como $SO_4^=$
Oxígeno Disuelto	0.00 mg/L como O.D
Demanda Bioquímica de Oxígeno a 5 días 20°C.	240.00 mg/L como D.B.O
Demanda Química de Oxígeno	640.00 mg/L como D.Q.O
Conductividad específica a 20°C	4000.00 micromhos/cm
Sólidos Totales	2560.00 mg/L
Sólidos Fijos	620.00 mg/L
Sólidos Volátiles	1940.00 mg/L
Sólidos Suspendidos	140.00 mg/L
Sólidos Disueltos	2420.00 mg/L
Sólidos Sedimentables	1.00 ml/L/hr.

TABLA 5

EL MILAGRO

ANALISIS BACTEREOLOGICO DE DESAGUES

CRUDO

Determinación	Tiempo	N.M.P. x 100 ml	No. de Colonias x ml
Coliforme total	24 horas	172×10^3	-----
Coliforme total	24 horas	142×10^3	-----
Recuento total	24 horas	-----	130×10^4

TABLA 6

EL MILAGRO

ANALISIS BACTEREOLOGICO DE DESAGUES

LAGUNA #1

Determinación	Tiempo	N.M.P. x 100 ml	No. de Colonias x ml
Coliforme total	24 horas	49×10^3	-----
Coliforme fecal	24 horas	130×10^4	-----
Recuento total	24 horas	-----	240×10^3

TABLA 7

EL MILAGRO

ANALISIS BACTEREOLOGICO DE DESAGUES

LAGUNA #2

Determinación	Tiempo	N.M.P. x 100 ml	No. de Colonias x ml
Coliforme total	24 horas	542×10^{13}	-----
Coliforme fecal	24 horas	130×10^{13}	-----
Recuento total	24 horas	-----	140×10^3

FUENTE DE AGUA

La principal fuente de agua para El Milagro proviene de aguas subterráneas de la ciudad de Trujillo que es extraída a través de diferentes pozos que se ubican dentro del casco urbano y son bombeadas a los diferentes sectores de la ciudad.

El agua para El Milagro se almacena en reservorios que se ubican en el sector norte y de ahí es rebombeada hacia las zonas de servicio. No obstante, que la fuente de agua subterránea aparentemente es la misma, las características físico química variará en función a la fuente específica. La conductividad y concentración de sólidos disueltos de los pozos varía en función a su distancia con respecto al mar y a su ubicación en las diferentes zonas de cultivo. Esto se ha observado específicamente con la presencia y concentración de Cloruros y Sulfatos.

En la Tabla #1 se dan las características físico químicas del agua potable que es abastecida a El Milagro.

PERIODO DE SERVICIO

Se ha comprobado que el servicio de agua es irregular y variable de acuerdo a la capacidad de producción de los pozos y a la demanda de cada sector. Para el caso específico de El Milagro, las horas de servicio varía en un rango que va desde las 2 horas hasta las 6 horas diarias.

CONDICIONES CLIMATOLOGICAS

La Ciudad de Trujillo se ubica a 8° latitud sur y en el meridiano 79. Es una zona con características de desierto, con temperatura media del orden de los 25°C en el verano y 15°C en el invierno, con una humedad relativa baja y fuertes vientos durante las horas de la tarde. Las condiciones anteriormente señaladas originan una evaporación de agua constante y representativa durante todos los días del año. Esto último hace que bajo ciertas condiciones las sales se concentren y acumulen en los espejos de agua, donde el flujo es discontínuo y limitado.

En las Tablas #2, #3 y #4 se podrá observar cómo la concentración de sales se incrementa, no solamente en el desagüe crudo por la descarga doméstica y una incipiente industria artesanal de cuero, si no que la fuerte evaporación hace que las concentraciones de sales aumenten en forma contínua.

PARAMETROS DE DISEÑO Y RESULTADOS OBTENIDOS

Por el diseño y construcción de las Lagunas El Milagro, se ha tenido en consideración la carga orgánica como D.B.O. que ingresa con el desagüe crudo del orden de los 300 mg/Lt, esperando que bajo las condiciones ambientales de la zona se pudiera conseguir una eficiencia en la remoción de carga orgánica similar a la obtenida en otras zonas que tienen condiciones con características similares.

Desde el inicio de la puesta en operación de las lagunas, se observaron condiciones fuertemente anaeróbicas en el tratamiento fotosintético que se estaba desarrollando. Lo impresionante fue encontrar un desarrollo intenso de organismos fotosintéticos con una fuerte coloración rosa.

Estos organismos han sido identificados y tienen las siguientes características :

- Gram negativo		
- Grupo taxonómico	:	Cianobacteria
- Sub grupo	:	Chroococcacea
- Género	:	Glaeobacter o Synechocystis
- Fisiología	:	Fotosintética, Fototrófica y Unicelular
- Pigmento	:	Ficoeritrina

Se ha observado a través de las pruebas de sedimentación en el cono IMHOFF con los diferentes organismos que se desarrollan en la laguna, mantienen una relación directa con la concentración de oxígeno disuelto a diferentes profundidades y su habilidad o capacidad a la absorción de la radiación solar.

Los organismos con pigmentación rosada o rojiza se mantienen siempre sobre la superficie. Debajo de ellos se forma una zona de floculación y concentración de organismos no identificados.

La tercera capa la forman algas verdes azules. La estructuración y ubicación de los organismos componentes de la laguna no solamente está relacionada con la radiación solar y con la concentración de oxígeno si no con la descomposición y estabilización de la materia orgánica e inorgánica presente en el agua.

El diseño original de las Lagunas de El Milagro estaba proyectado para operar a través de dos lagunas, cuya área total es de aproximadamente dos hectáreas (una hectárea por laguna).

Teniendo en consideración las condiciones de servicio de agua potable en la ciudad, así como los volúmenes abastecidos por habitante, se recomendó que para operar mejor el sistema se redujece el tamaño de la laguna, construyéndose dos lagunas primarias de aproximadamente 2,500 mt^3 cada una y una laguna secundaria de 5,000 mt^3.

No obstante que las lagunas reconstruidas vienen operando más de 12 meses, hasta la fecha no se ha logrado alcanzar el nivel máximo de operación. Se ha comprobado que además de el bajo volumen que ingresa a las lagunas, la fuerte evaporación e infiltración en el subsuelo no permite que estas lagunas se llenen.

Para comprobar que el bajo volumen y la alta carga orgánica que ingresaba a una de las lagunas primarias daban origen a un desarrollo de condiciones anaeróbicos y crecimiento excesivo de organismos fotosintéticos, se coordinó con la empresa de servicios de agua para que se abasteciese de volúmenes normales de agua y un mayor horas de servicio hacia la localidad de El Milagro.

Asimismo, se recomendó hacer ingresar el nuevo flujo de agua a la segunda laguna primaria. Los resultados no se dejaron esperar y en un corto período de tiempo se apreció un crecimiento bastante representativo de algas en la laguna.

Después que se logró cambiar la constitución microbiológica de la segunda laguna primaria, se desviaron las mismas aguas servidas con las dotaciones que normalmente llegan a El Milagro, observándose en pocos días que las algas eran desplazadas por los organismos rosados.

Lo anteriormente señalado nos confirma que las aguas servidas contienen nutrientes y condiciones apropiadas que sirven como medio de cultivo para el crecimiento y desarrollo de ellos.

Para el autor es esta la primera vez que observa este comportamiento en las lagunas construídas en el Perú. Hasta donde se tiene conocimiento, no se ha presentado en la actualidad casos como el que está ocurriendo en Trujillo, es conveniente que se estudien y se profundicen trabajos que permitan aprovechar en forma efectiva, y para algunos casos específicos, los organismos que se están desarrollando y descomponiendo y transformando la materia orgánica y otros elementos no estudiados que ingresan con las aguas servidas a las lagunas El Milagro.

LUMINESCENT BACTERIAL BIOSENSORS TO DETECT TOXIC AGENTS AND ELUCIDATE MOLECULAR MECHANISMS OF TOXICITY

by

Michael S. DuBow and Angelina Guzzo
McGill University
Department of Microbiology and Immunology, 3775 University Street, Montreal, Quebec, Canada H3A 2B4

ABSTRACT

Luminescent microorganisms have been widely used to identify the presence of toxic substances. The Microtox® test, using *Photobacterium phosphoreum*, measures a decrease in luminescence as an indicator of general cellular toxicity. Another test, using a dark mutant of *P. leiognathi*, monitors an increased reversion to luminescence as an indicator of the presence of genotoxic agents. We have developed a system that detects the presence of specific (classes of) compounds, by measuring a cell's genetically-programmed responses to cope with changes in its environment. Frequently, these responses involve a change in the regulation of gene expression in the presence of toxic agents. By fusing random genes in *Escherichia coli* to the *lux*AB genes of *Vibrio harveyi*, it was possible to measure changes in gene expression by measuring differences in luminescence. Three clones were identified that increase their luminescence with increasing concentrations of aluminum or nickel. These clones can be used as rapid and sensitive biosensors to detect the bioavailable presence of these toxic agents in contaminated environments. Moreover, identification of the genes whose expression is changed in the presence of the toxic agents, and characterization of the biochemical function of their protein products, will provide a better understanding of the effects of these chemicals at the molecular level.

INTRODUCTION

The environment is constantly being exposed to a wide variety of chemical hazards, and many chemicals are applied to the soil and water from industrial, agricultural, and municipal sources. The use of living organisms to screen for toxic substances is advantageous because biologically relevant concentrations can be detected. Although a toxic agent may be present in a sample, it may not be present in a form or environment that is deleterious to the cells. Furthermore, toxicity can be enhanced or suppressed under different environmental conditions or at different sites which would not be easily assayed using standard analytical methods. Microorganisms reproduce quickly and can thus be isolated cheaply, making them a model organism for rapid toxicity assessment of large scale samples. Moreover, microorganisms are crucially important in nutrient and mineral

recycling, in addition to degradation of organic substrates. They have evolved to quickly respond to changes in their environment. These properties have been exploited in the development of short-term toxicity tests.

Bacterial toxicity tests can be divided into three major categories: (1) luminescent bacterial assays, (2) assays that measure the growth or viability of specific bacterial groups, and (3) assays that measure ecological effects (e.g. nutrient cycling) (Bitton and Dutka, 1986). Here, we review assays based on bacterial luminescence and discuss their relevance to toxicity monitoring.

Luminescent bacteria are found in marine, freshwater and terrestrial environments. The bacteria have been classified into the genera *Photobacterium*, *Vibrio*, and *Xenorhabdus*. The luminescent reaction is:

$$FMNH_2 + RCHO + O_2 \rightarrow FMN + H_2O + RCOOH + h\nu\ (490nm)$$

The reaction is catalyzed by the mixed-function oxidase (monooxygenase) enzyme called luciferase. Luciferase is a heterodimer made up of an α and β subunit. The two polypeptides, having molecular masses of 40 and 37 kilodaltons, are encoded by the *lux*A and B genes, respectively (Meighen, 1991). Three other polypeptides, encoded by *lux*CDE, are involved in the synthesis of aldehyde. The natural aldehyde substrate is believed to be tetradecanal, however other aldehyde substrates can be utilized. Different bacterial luciferases display different aldehyde specificities (Meighen, 1991). *In vivo*, aldehyde can be added exogenously, obviating the requirement for the *lux*CDE polypeptides.

TOXICITY TESTS BASED ON BACTERIAL LUMINESCENCE

1. General Toxicity

a. *In vitro*

An *in vitro* luminescent reaction itself can be used to determine any inhibitors of luciferase or to determine the quantity of O_2, aliphatic aldehydes, or FMN. The reaction can also be coupled to NAD(P)H using FMN reductases which reduce FMN from NAD(P)H, enabling the determination of NAD(P)H quantities, and thus the presence of substrates that consume or produce NAD(P)H (for review, see Danilov and Ismailov, 1989).

b. *In vivo*

In vivo, luminescence is a sensitive indicator of xenobiotic toxicity to microorganisms because it is directly coupled to respiration via the electron transport chain, and thus reflects the metabolic status of the cell. In this case, toxicity is determined as a decrease in luminescence. A standardized test was developed by Bulich (1979), using *Photobacterium phosphoreum*,

and is commercially available under the tradename Microtox®. The test organisms are provided as dehydrated, freeze dried preparations which are reconstituted in 2% NaCl plus dilutions of the toxic sample at 50, 32, 18, 10, and 5%. Results are expressed as an EC_{50} value which is the effective concentration of toxicant causing a 50% reduction in light intensity. As well, the EC_{50} values have been assessed both after a 5 and 15 minute exposure (Bulich, 1986). Microtox® was shown to be comparably sensitive to fish and *Daphnia magna* mortality tests, the results of which have been reviewed elsewhere (Bulich, 1984; 1986). This system has now been automated.

2. Genotoxic Agents

A test exists for the detection of carcinogens in samples. A dark mutant of *Photobacterium leiognathi* was isolated that can revert back to luminescence (Ulitzer *et al*., 1980) at an increased rate in the presence of: (1) direct mutagens being base-substitution or frame-shifts agents, (2) DNA-damaging agents and DNA synthesis inhibitors, and (3) DNA-intercalating agents. Mutagenic compounds were detected at concentrations 100 times lower than that detected by the Ames test. The genetic basis for reversion has not been completely elucidated. However, evidence suggests that the luminescence system is under continuous repression. An increase in luminescence would result from mutating the repressor (or its formation) and would be associated with direct mutagens. It is also thought that expression of the *lux* operon is under SOS control. SOS would be derepressed in the presence of DNA-damaging agents and DNA synthesis inhibitors. The different classes of genotoxic agents also induce the onset of luminescence at different times. Intercalating agents act after 60 minutes, SOS-inducing agents need 2 to 4 hours, and direct mutagens require 5 to 8 hours. Only direct mutagens produce genetically stable revertants which can be determined by plating and counting the number of luminescent bacteria. Results are expressed as MDC in μg/ml, which is the minimal detected concentration of the chemical (Ulitzer, 1986).

3. Specific Compounds or Classes of Compounds

a. Responses to cellular stress

Because microorganisms are directly exposed to their environment, they have evolved genetically-programmed mechanisms to cope with stresses in their surroundings that alter their cellular physiology. One example is the expression of proteins that repair DNA damage after exposure to genotoxic agents during the SOS response. Under normal conditions, *Escherichia coli* DNA repair enzymes are not expressed because their promoters are blocked by the Lex A repressor. In the presence of excess single-stranded DNA (caused by DNA damage or stalled DNA replication forks), Rec A protein becomes activated as a protease and cleaves Lex A, rendering it

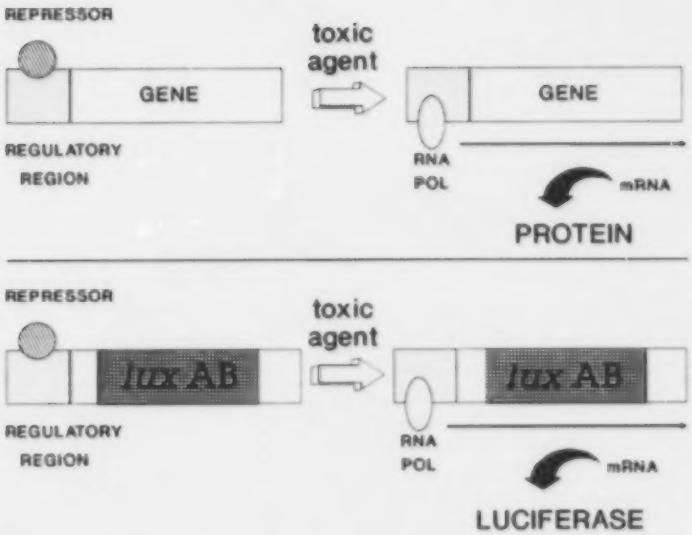


FIGURE 1 : TOP) DEPICTED IS A HYPOTHETICAL GENE THAT IS NOT EXPRESSED BECAUSE A REPRESSOR IS BLOCKING THE BINDING OF RNA POLYMERASE (RNA POL). UPON ADDITION OF A TOXIC AGENT, THE REPRESSOR IS INACTIVATED, ALLOWING RNA POLYMERASE TO BIND AND TRANSCRIBE THE GENE TO PRODUCE AN mRNA WHICH, WHEN TRANSLATED, RESULTS IN A PROTEIN. BOTTOM) *lux*AB, PRESENT IN THE GENE, WILL BE TRANSCRIBED IN THE PRESENCE OF THE TOXIC AGENT RESULTING IN THE PRODUCTION OF LUCIFERASE. LUCIFERASE IS EASILY MEASURED IN A LUMINESCENCE ASSAY.

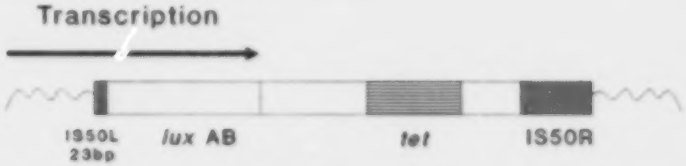
enfeebled to bind to DNA as an effective repressor. RNA polymerase is thus able to transcribe the genes encoding the repair enzymes, ultimately resulting in their expression, and thus in repair of the damaged DNA (Walker, 1987). Another example of a cellular response to stress is the expression of a set of proteins when a growing cell is shifted to a higher temperature, termed heat shock. When the growth temperature of *E. coli* is rapidly shifted from 28^{o}C to 42^{o}C, at least 17 new proteins are expressed. This is due to the activation of a sigma factor, sigma-32, which replaces the normal sigma factor, sigma-70, on RNA polymerase. Sigma-32 changes the specificity of promoter recognition by RNA polymerase resulting in the expression of a new set of proteins, the heat shock proteins (Neidhardt and VanBogelen, 1987).

b. Transduction of cellular stress response to a measurable signal

Genes can be expressed after a cell is exposed to xenobiotics. For example, when a toxic agent is present, either a repressor can be inactivated or a protein can be activated to allow RNA polymerase to transcribe one or several genes, which results in the production of protein(s) (Figure 1A). Presumably, it is this protein(s) that acts to aid the cell to cope with the stress. The presence of these compounds in the environment can thus be measured by placing the *lux*AB genes within these induced genes and measuring luciferase production (Figure 1B). In this case, the expression of the *lux*AB gene products, fused downstream of the gene regulated by the presence of the toxic agent and coexpressed with it, would allow expression of *lux*AB which can be easily assayed as cellular luminescence upon the addition of aldehyde.

c. Biosensor-based gene fusions

We are interested in identifying genes in the *Escherichia coli* genome that change their expression in the presence of toxic agents. For this purpose, the *lux*AB genes from *Vibrio harveyi* and a *tet* gene were inserted in between the inverted repeats of the transposon Tn5 (Guzzo and DuBow, 1991). The *lux*AB genes were then delivered to the *E. coli* chromosome by transposition of Tn5, which was selected as resistance to tetracycline. When inserted into the bacterial chromosome, transcription could proceed through IS50L into *lux*AB as shown below.



3000 *E. coli* clones were selected that contain the Tn*5-lux*AB element inserted in single, random chromosomal locations. These clones were then screened in the absence and presence of several toxic agents. Clones that changed luminescence in the presence of the toxic agent were selected. Shown in Figure 2 are two clones that increased their gene expression, as measured by an increase in luminescence, in the presence of aluminum, and one in the presence of nickel. Luminescence could be detected at a concentration as low as 1 μg/ml (ppm). Aluminum was tested at a neutral and acidic pH because aluminum solubility increases with increasing acidity (MacDonald and Martin, 1988). Both strains LF20110 and LF20111 show a larger increase in luminescence at pH 5.5 than at pH 7.0, which could be due to the bioavailability of aluminum. At pH 5.5, aluminum is more soluble and thus could be more available to be taken up by the cells. Strain LF20112 showed a dose dependent increase of luminescence with increas-

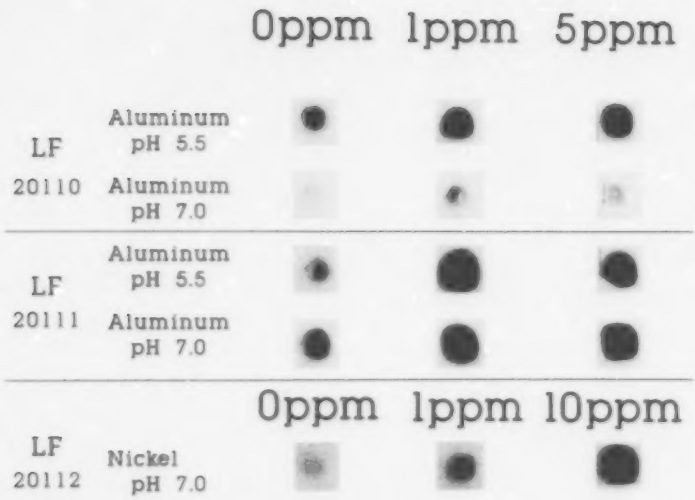


FIGURE 2: DEPICTED ARE 3 STRAINS THAT INCREASE THEIR GENE EXPRESSION, AS MEASURED BY AN INCREASE IN LUMINESCENCE, IN THE PRESENCE OF ALUMINUM (STRAINS LF20110 AND LF20111) OR NICKEL (STAIN LF20112). ONE cm^2 PATCHES OF THE CELLS WERE GROWN FOR 18 HOURS ON LB AGAR PLATES CONTAINING THE INDICATED CONCENTRATIONS OF METAL. AFTER ADDITION OF DODECYL ALDEHYDE, THE PLATES WERE EXPOSED TO X-RAY FILM. SHOWN ARE PHOTOGRAPHS OF THE X-RAY FILMS.

ing concentrations of nickel. The potential use of these clones to measure aluminum in environmental samples has been presented elsewhere (Guzzo *et al.*, 1992). The 3000 *E. coli* clones are currently being screened with other chemicals to identify other specific luminescent biosensors.

These clones provide an easy and sensitive method to measure the presence of specific compounds. Furthermore, the genes that change their expression can be identified by molecular cloning using *lux*AB or *tet* as a selectable marker. After cloning, the genes can be sequenced and mapped on the ordered phage λ bank of the *E. coli* chromosome (Kohara *et al.*, 1987). Using this technique, the *lux*AB genes of strain LF20111 (Figure 2) were found to be inserted 97 base pairs downstream of the *fli*C translational start site. The *fli*C gene encodes flagellin, the single protein subunit of the *E. coli* motility organ (Guzzo *et al.*, 1991). Strain LF20112 was shown to contain the *lux*AB genes inserted 3205 base pairs downstream of the *cel* operon transcriptional start site, in the *celF* gene (Guzzo and DuBow, 1992).

This operon is cryptic in wild type *E. coli* and its polypeptides are involved in the catabolism of β-glucosides. The relationship of nickel to these gene products is not understood. However, a new polypeptide was identified that is encoded by a gene downstream of *celF*. We are currently determining whether this new polypeptide has a role in nickel metabolism. Strain LF20110 contains the *lux*AB genes inserted in a new gene that is now being sequenced.

INSTRUMENTATION

Instruments for measuring luminescence are widely available. These include dedicated luminometers and scintillation counters. To use scintillation counters, the coincident counter must be turned off. Instruments are now available with imaging devices that measure light in two or three dimensions (for references, see Stewart and Williams, 1992). Luminescent microorganisms can be coupled to instruments to allow automation of the tests and their engineering into biosensors.

BATTERY OF MICROBIOTESTS APPROACH

Bacterial toxicity tests provide a rapid, cost-efficient method to analyze complex effluents. Although bacteria are essential members of the ecosystem, toxicity should be assessed for other organisms. Other microbiotests exist that can accomplish this goal. For example, Environment Canada uses a battery of microbiotests in an ecotoxicological approach for hazard assessment of industrial effluents. In addition to bacteria, toxicity tests using protozoan, microalgal, invertebrate, and vertebrate ecological levels are utilized. Furthermore, hazard assessment is divided into three steps, the first of which determines what tests are necessary in other categories. Besides determining the organism to which the effluents are toxic, these tests provide information about biotransformations of the chemical constituents to more (or less) toxic forms and whether toxicity is associated with genotoxins, organic, or inorganic matter (for a detailed discussion, refer to Blaise *et al.*, 1988). These tests can also be used to quickly prioritize hazardous sites prior to remediation. Thus, an integrated approach provides the most information to enable sound decision and policy-making about hazardous effluents and sites.

CONCLUSIONS

The use of microorganisms for the rapid assessment of toxicity requires an easily assayed signal for cellular stress. Luminescence provides this signal. It is rapid to measure and its ultimate sensitivity can be reduced to the level of several photons of light. Luciferase as a measurement of toxicity

has been successfully employed (Bulich 1979; 1984; 1986; Ulitzer *et al.* 1980; Ulitzer, 1986). The use of luciferase gene fusions to detect the presence of specific (classes of) compounds is now emerging and are considered the "third-generation" of biosensors (Blaise, 1991). In addition to their use as biosensors to detect cellular stress responses, luciferase gene fusions allow the genes that respond to toxins to be identified, and thus allow the determination of the mechanisms of toxicity (at noncytotoxic levels) to be elucidated at the molecular level. Furthermore, these genes can be used as probes to find similar gene-protein systems in other organisms (e.g. humans). Ultimately, the information deciphered from this may be used to assess which individuals are at a greater (or lesser) risk when exposed to toxic agents because they lack (or contain) cellular defense mechanisms.

REFERENCES

Bitton, G. and B.J. Dutka. 1986. Introduction and review of microbial and biochemical toxicity screening procedures, p. 1-8. *In* G. Bitton and B.J. Dutka (ed.), Toxicity Testing Using Microorganisms. Volume I. CRC Press, Boca Raton, FA.

Blaise, C., G. Sergy, P. Wells, N. Bermingham and R. Van Coillie. 1988. Biological testing-development, application, and trends in Canadian Environmental Protection Laboratories. Tox. Assess. **3**:385-406.

Blaise, C. 1991. Microbiotests in aquatic ecotoxicology: characteristics, utility and prospects. Environ. Toxicol. and Water Qual. **6**:145-155.

Bulich, A.A. 1979. Use of luminscent bacteria for determining toxicity in aquatic environments, p. 98-106. *In* L.L. Marking and R.A. Kimerle (ed.), Aquatic Toxicology. Proceedings of the Second Symposium on Aquatic Toxicology. American Society for Testing and Materials, STP 667, Philadelphia, PA.

Bulich, A.A. 1984. Microtox-a bacterial toxicity test with several environmental applications, p. 55-64. *In* D. Liu and B.J. Dutka (ed.), Toxicity Screening Procedures Using Bacterial Systems. Marcel Dekker, New York, NY.

Bulich, A.A. 1986. Bioluminescence assays, p. 57-74. *In* G. Bitton and B.J. Dutka (ed.), Toxicity Testing Using Microorganisms. Volume I. CRC Press, Boca Raton, FA.

Danilov, V.S. and A.D. Ismailov. 1989. Bacterial luciferase as a biosensor of biologically active compounds, p. 39-78. *In* D.L. Wise (ed.), Applied Biosensors. Buttersworth, Stoneham, MA.

Guzzo, A., and M.S. DuBow. 1991. Construction of stable, single-copy luciferase gene fusions in *Escherichia coli*. Arch. Microbiol. **156**:444-448.

Guzzo, A., C. Diorio and M.S. DuBow. 1991. Transcription of the *Escherichia coli fliC* gene is regulated by metal ions. Appl. Environ. Microbiol. **57**:2255-2259.

Guzzo, A. and M.S. DuBow. 1992. A *lux*AB transcriptional fusion to the *cel*F gene of *E. coli* displays increased luminescence in the presence of nickel. Appl. Environ. Microbiol. Submitted for publication.

Guzzo, J., A. Guzzo and M.S. DuBow. 1992. Characterization of the effects of aluminum on luciferase biosensors for the detection of ecotoxicity. Toxicol. Lett. **64/65**: In press.

Kohara, Y., K. Akiyama and K. Isono. 1987. The physical map of the whole *E. coli* chromosome: application of a new strategy for rapid analysis and sorting of a large genomic library. Cell **50**:495-508.

MacDonald, T.L. and R.B. Martin. 1988. Aluminum ion in biological systems. Trends Biochem. Sci. **13**:15-19.

Meighen, E.A. 1991. Molecular biology of bacterial bioluminescence. Microbiol. Rev. **55**:123-142.

Neidhardt, F.C. and R.A. VanBogelen. 1987. Heat shock response, p. 1334-1345. *In* F.C. Neidhardt, J.L. Ingraham, K.B. Low, B. Magasanik, M. Schaechter and H.E. Umbarger (ed.), *Escherichia coli* and *Salmonella typhimurium*. Cellular and Molecular Biology. American Society for Microbiology, Washington, DC.

Stewart. G.S.A.B. and P. Williams. 1992. *lux* genes and the applications of bacterial luminescence. J. Gen. Microbiol. **138**:1289-1300.

Ulitzer, S., I. Weiser and S. Yannai. 1980. A new, sensitive and simple bioluminescence test for mutagenic compounds. Mutat. Res. **74**:113-124.

Ulitzer, S. 1986. Bioluminescence test for genotoxic agents, p. 264-274. *In* M.A. DeLuca and W.D. McElroy (ed.), Methods in Enzymology. Volume 133, Bioluminescence and Chemiluminescence Part B. Academic Press, Orlando, FA.

Walker, G. 1987. The SOS response of *Escherichia coli*, p. 1346-1357. *In* F.C. Neidhardt, J.L. Ingraham, K.B. Low, B. Magasanik, M. Schaechter and H.E. Umbarger (ed.), *Escherichia coli* and *Salmonella typhimurium*. Cellular and Molecular Biology. American Society for Microbiology, Washington, DC.

ESSAIS PILOTES DE DÉSINFECTION AUX RAYONS ULTRA-VIOLETS SUR UN EFFLUENT PRIMAIRE PHYSICO-CHIMIQUE

Beauchamp N. [1], Fortin L. [1], Gehr R. [2], Burroughs D. [3]

[1] DESSAU inc. [2] Département de génie civil et mécanique appliquée, Université McGill [3] Service de l'environnement, Ville de Laval

1 INTRODUCTION

1.1 PROBLÉMATIQUE

La présente étude sur la désinfection aux rayons ultra-violets est réalisée dans le cadre des études préliminaires du programme conjoint d'assainissement des eaux des villes de Bois des Filion et de Lorraine. Les eaux usées de ces villes proviennent de secteurs résidentiels et commerciaux. La ligne liquide de la chaîne de traitement pour la future station d'épuration est décrite en fonction des critères de rejet fournis par la D.Q.C.E. (Direction de la qualité des cours d'eau du ministère de l'Environnement du Québec). Les critères à respecter à la sortie de la station d'épuration sont les suivants:

- DBO_5 = 40 mg/L
- matières en suspension = 55 mg/L
- phosphore total = 0,8 mg/L en P
- coliformes fécaux avant photoréactivation = 500 col./100 mL en été,
  4 000 col./100 mL en hiver,
  basé sur une moyenne géométrique mensuelle.

Un traitement primaire physico-chimique (avec ajout de coagulant et d'aide-coagulant) permettra de rencontrer les critères de rejet en matières en suspension, DBO_5 et phosphore total.

Afin de respecter les critères de rejet pour les coliformes fécaux, une désinfection de l'effluent sera requise en tout temps de l'année. Étant donné la formation de sous-produits cancérigènes et/ou toxiques associés à l'utilisation de chlore et les coûts élevés des systèmes d'ozone, il y a tendance actuellement dans la province de Québec (et ailleurs) à privilégier la désinfection par rayons ultra-violets (U-V). Ce type de désinfection est aussi envisagé pour le présent projet.

Afin de rencontrer le critère de 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL après désinfection, un traitement secondaire biologique tel que le procédé de biofiltration est généralement requis en amont de la désinfection U-V. Ledit traitement produit un effluent présentant des caractéristiques (coliformes fécaux, matières en suspension, transmission U-V) plus favorables à la désinfection par rayons ultra-violets.

Par contre, il y a lieu de vérifier par une étude pilote de désinfection aux rayons ultra-violets, si l'effluent d'un traitement primaire physico-chimique présentera des caractéristiques permettant d'atteindre les objectifs de désinfection requis et ce, sans dimensionnement exagéré des équipements de désinfection et par conséquent sans coût prohibitif.

1.2 CONTENU DE L'ÉTUDE

La présente étude permet de recueillir les données d'analyses d'un effluent primaire physico-chimique. Puis, des essais pilotes de désinfection U-V sont réalisés pour évaluer l'importance du procédé (nombre de lampes) et le dosage U-V requis pour rencontrer les objectifs de rejet à atteindre pour la désinfection. Ensuite, une étape de filtration non biologique, installée en amont de la désinfection U-V, est étudiée dans le but de vérifier l'impact d'une telle filtration sur l'amélioration de la qualité de l'effluent primaire physico-chimique. L'étude a été réalisée sur l'effluent primaire physico-chimique de la station d'épuration Fabreville à Ville de Laval. Un programme d'analyses, réalisé à Bois-des-Filion/Lorraine et à Fabreville, a confirmé la similitude des eaux usées entre ces villes.

Les résultats obtenus des essais pilotes de désinfection U-V, réalisés à la station d'épuration de la Comunauté urbaine de Montréal (CUM), sont également présentés en résumé et comparés avec ceux obtenus de la présente étude.

2 COLLECTE DE DONNÉES ANTÉRIEURES

2.1 GÉNÉRALITÉS

La station d'épuration Fabreville à Ville de Laval dessert un secteur de type résidentiel et commercial. À leur arrivée, les eaux usées sont dégrillées et pompées vers deux (2) dessableurs aérés. De l'alun et des polyélectrolytes sont injectés dans deux (2) floculateurs de type aéré afin de permettre une optimisation du phénomène de décantation ainsi que la précipitation du phosphore. Les eaux sont ensuite acheminées vers trois (3) décanteurs primaires conventionnels. Cet effluent est ensuite déversé à la rivière des Mille-îles. Les boues produites sont emmagasinées dans deux (2) réservoirs aérés puis déshydratées par filtres à bandes presseuses.

2.2 ANALYSE DES DONNÉES ANTÉRIEURES

La collecte des données antérieures à la station d'épuration Fabreville (affluent et effluent) permet d'appuyer et de compléter les résultats d'analyses obtenus au cours de la présente étude. Elle permet de vérifier, également, la variabilité dans le temps de certains paramètres d'importance dans la désinfection U-V tels que les matières en suspension. Cependant, aucune donnée sur la transmission U-V et les coliformes fécaux n'est disponible. Le tableau 1 présente les données antérieures pour l'année 1991 (affluent et effluent de Fabreville).

La moyenne annuelle des matières en suspension à l'effluent de la station est de 25 mg/L. Quant à la moyenne des valeurs annuelles maximales, elle est de 39 mg/L. Lesdites valeurs seront prises en considération à l'étape finale de cette étude.

TABLEAU 1
DONNÉES MOYENNES POUR L'ANNÉE 1991
STATION D'ÉPURATION FABREVILLE
RÉSUMÉ

PARAMÈTRES	Affluent de la station d'épuration			Effluent de la station d'épuration		
	min	moy	max	min	moy	max
pH	7,5	7,6	8,0	7,3	7,5	7,7
Alcalinité (mg/L en $CaCO_3$)	166	192	226	138	166	192
Turbidité (UTN)	27	39	64	10	16	24
Matières en suspension (mg/L)	42	68	137	14	24	39
DBO_5 (mg/L)	50	66	88	13	25	37
DCO (mg/L)	106	188	298	46	85	131
Phosphore total (mg/L)	1,6	2,7	4,1	0,5	0,9	1,4

3 ÉTUDE PAR FAISCEAU COLLIMATÉ

3.1 GÉNÉRALITÉS

Un essai par faisceau collimaté, réalisé sur un échantillon d'eaux usées donné, permet de déterminer, dans des conditions idéales, le dosage U-V requis pour rencontrer un critère de désinfection voulu.

L'appareil utilisé pour cette étude est composé d'une lampe U-V à faible pression. L'appareil permet d'administrer une dose U-V connue sur un échantillon. La dose U-V est le résultat du produit de l'intensité de la lampe par le temps d'exposition. Généralement, l'intensité de la lampe est fixe. La variation du dosage est obtenue en modifiant le temps d'exposition.

Le nombre de coliformes fécaux dans l'eau à analyser est mesuré. En analysant le nombre de coliformes fécaux présents dans les échantillons irradiés, une courbe dose-réponse (réduction de coliformes) est établie. La dose optimale pour atteindre le niveau de désinfection voulu est déterminée à partir de la courbe obtenue. Cet essai de faisceau collimaté a été réalisé par la compagnie Trojan Technologies inc. de London, Ontario.

Dans le but d'évaluer le dosage U-V optimal requis pour rencontrer le critère de désinfection de 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL, des essais par faisceau collimaté ont été réalisés sur deux échantillons ponctuels prélevés à l'effluent de la station d'épuration Fabreville. Les résultats de cette étude peuvent également donner des indications préliminaires quant à la faisabilité d'une désinfection aux rayons U-V suite à un traitement primaire physico-chimique.

3.2 CARACTÉRISATION DES ÉCHANTILLONS

Deux (2) échantillons ponctuels sont prélevés à l'effluent de Fabreville pour l'essai par faisceau collimaté. Le premier échantillon est prélevé alors que la station d'épuration opère sous des conditions normales (i.e. opération de façon à respecter la norme de 1,0 mg/L en phosphore total). Les caractéristiques de cet échantillon

sont montrées au tableau 2. Les matières en suspension sont de 19 mg/L et la transmission U-V s'élève à 44%.

Dans le but de vérifier les résultats de réduction de coliformes pour des valeurs de matières en suspension supérieures aux moyennes rencontrées normalement, un deuxième échantillon ponctuel est prélevé lorsque l'effluent de la station d'épuration est de moins bonne qualité. L'obtention d'une concentration plus élevée en matières en suspension est réalisée en diminuant le dosage de coagulant et d'aide-coagulant. Les caractéristiques de cet échantillon prélevé durant cette période sont montrées au tableau 2. Les matières en suspension sont de 27 mg/L et la transmission U-V s'élève à 40%.

TABLEAU 2
CARACTÉRISTIQUES DES ÉCHANTILLONS
POUR LES ESSAIS PAR FAISCEAU COLLIMATÉ

Paramètres	Effluent Fabreville	
	Opération normale 1er échantillon (92-01-28)	Opération critique 2e échantillon (92-01-29)
Dosage de produits chimiques		
- alun (mg/L)	55	30
- aide-coagulant (mg/L)	0,70 (Percol 725)	0,25 (Percol 725)
pH	7,4	7,5
MES (mg/L)	19	27
Transmission U-V (%)	44	40
Turbidité (UTN)	8,6	11
DBO_5 (mg/L)	27	36
DCO (mg/L)	88	100
Phosphore total (mg/L) en P	0,71	1,30
Fer (mg/L)	0,30	0,39
Coliformes fécaux (col./100 mL)	390 000	650 000
Distribution granulométrique des solides (%)		
4,6 µm et moins	1,7	4,7
4,6 - 11 µm	18,6	21,7
11 - 26 µm	38,9	19,6
26 - 53 µm	21,0	23,9
53 - 105 µm	18,1	24,3
106 - 149 µm	1,5	4,4
- 149 µm et plus	0,2	1,4

3.3 INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS DE L'ÉTUDE PAR FAISCEAU COLLIMATÉ

Les courbes d'enlèvement des coliformes fécaux en fonction du dosage U-V calculé sont montrées aux figures 1 et 2. Une dose U-V calculée est utilisée pour l'interprétation des résultats puisque celle-ci tient compte de la transmission U-V dans l'échantillon analysé, contrairement au dosage U-V appliqué qui n'en tient pas compte. Elle correspond donc à dose requise pour une transmision U-V donnée pour atteindre le degré de désinfection voulu. L'enlèvement des coliformes fécaux est exprimé en terme du logarithme du nombre de coliformes fécaux après désinfection U-V (Cs) divisé par le nombre de coliformes fécaux avant désinfection U-V (Ce) soit, log (Cs/Ce). Les figures montrent que l'élimination des coliformes fécaux augmente avec l'augmentation du dosage U-V calculé exprimé en mW.s/cm². Le dosage calculé nécessaire pour atteindre un degré de désinfection hypothétique de -4 (log (500/5 000 000)) est autour de 35 mW.s/cm² pour le premier échantillon, tel que montré à la figure 1.

Le deuxième échantillon analysé (figure 2), est plus représentatif des conditions critiques d'opération pour le système de désinfection U-V (matières en suspension = 27 mg/L). Cependant, les essais par faisceau collimaté ne permettent pas d'évaluer de façon précise le dosage U-V nécessaire pour atteindre un niveau de désinfection de -4, puisque l'effet du dosage U-V sur l'enlèvement des coliformes fécaux n'a pas été étudié sur une gamme suffisamment étendue.

Les courbes tracées aux figures 1 et 2 montrent bien la présence dans les eaux usées de coliformes fécaux libres et de coliformes fécaux associés à des particules. En effet, dans la première partie des courbes, la relation entre la réduction des coliformes fécaux et la dose U-V est linéaire. Ce phénomène correspond à la réduction de coliformes fécaux libres. Dans la deuxième partie des courbes, soit autour de 15 mW.s/cm², la désinfection U-V correspond à une réduction de coliformes fécaux associés aux particules. La relation n'est plus linéaire et il devient alors plus difficile d'obtenir une réduction des coliformes fécaux.

Les résultats de cette étude par faisceau collimaté sur deux (2) échantillons de l'effluent de la station d'épuration Fabreville donnent des indications préliminaires quant à la faisabilité d'une désinfection U-V suite à un traitement primaire physico-chimique. Un dosage calculé de 35 mW.s/cm² permet d'atteindre un degré de désinfection de -4 (log (500/5 000 000)) pour un échantillon donné, dont la transmission U-V est de 44% et les matières en suspension autour de 19 mg/L. Ledit dosage de 35 mW.s/cm² donne des indications quant au dosage à fournir pour l'étude de désinfection en continu à réaliser sur l'effluent de Fabreville (section 4). En considérant que l'étude sera réalisée avec des lampes neuves et que les mêmes conditions d'opération se présenteront, ce dosage correspondra à un débit dans le pilote U-V (6 lampes) d'environ 4,8 L/s. Afin d'étudier les conditions d'opération critiques de la désinfection U-V, les débits étudiés dans le pilote U-V varieront de 2,5 L/s à 6,6 L/s (débit maximal du pilote).

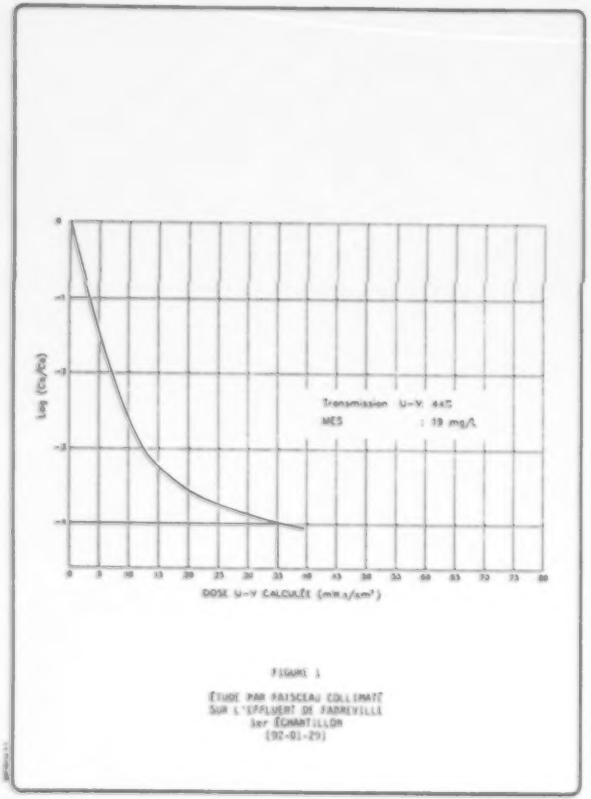


FIGURE 1

ÉTUDE PAR FAISCEAU COLLIMATÉ
SUR L'EFFLUENT DE FARREVILLE
1er ÉCHANTILLON
(92-01-29)

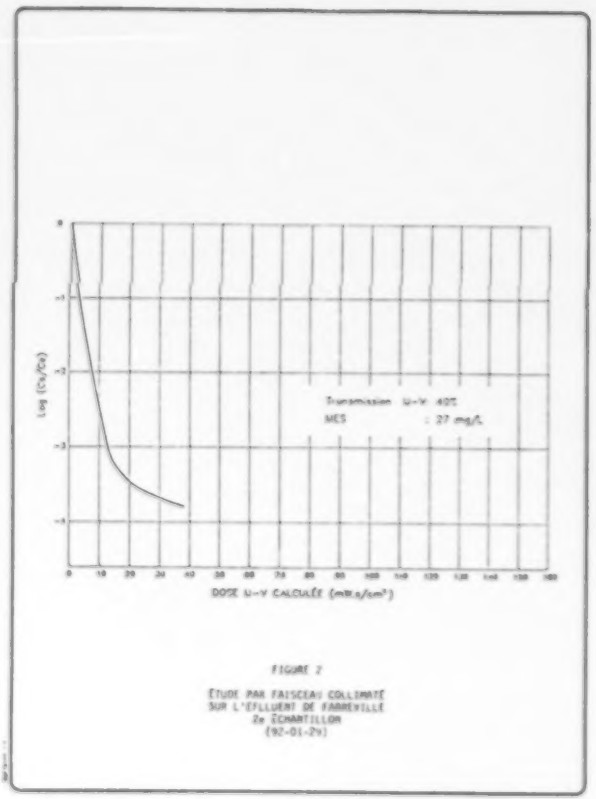


FIGURE 2

ÉTUDE PAR FAISCEAU COLLIMATÉ
SUR L'EFFLUENT DE FARREVILLE
2e ÉCHANTILLON
(92-01-29)

4 ESSAI PILOTE DE DÉSINFECTION

4.1 GÉNÉRALITÉS

Un essai pilote de désinfection aux rayons ultra-violets (U-V) a été réalisé en continu sur l'effluent primaire physico-chimique de la station d'épuration Fabreville. Cet essai pilote permet de déterminer les paramètres de conception de l'effluent primaire à désinfecter. Il permet également d'évaluer le débit par lampe de même que le dosage U-V requis pour rencontrer le critère de désinfection voulu.

4.2 PRÉSENTATION DU MONTAGE

Le schéma de montage du pilote de désinfection U-V est présenté à la figure 3. Les eaux usées, pompées à partir du canal d'effluent de la station d'épuration Fabreville, sont acheminées vers la boîte d'entrée de l'unité pilote de désinfection U-V (affluent du pilote U-V). Une chicane (plaque trouée) a été installée dans la boîte d'entrée pour permettre un écoulement uniforme dans le canal de désinfection. L'eau s'écoule ensuite dans l'unité pilote de désinfection U-V puis vers la boîte de sortie du pilote et est finalement déversée, via une conduite d'évacuation (effluent du pilote U-V), dans un puisard de la station d'épuration. L'eau retourne alors vers le poste de pompage, en tête de la station d'épuration.

Un compteur d'eau a été installé à l'affluent du pilote U-V pour la mesure du débit. L'ajustement du débit voulu est réalisé à l'aide de deux vannes de contrôle, permettant l'acheminement du débit à étudier vers le pilote et la dérivation de l'excédent vers le puisard.

4.3 DESCRIPTION DE L'UNITÉ PILOTE DE DÉSINFECTION U-V

L'unité pilote de désinfection U-V a été fournie par la compagnie Trojan Technologie inc.. L'unité comprend un panneau de contrôle et trois (3) modules U-V de deux (2) lampes neuves chacun, installés dans un canal ouvert (modèle UV-2150 K). L'unité pilote est conçue pour des conditions hydrauliques maximales de 6,6 L/s.

Les lampes à vapeur de mercure sont de type à basse pression émettant principalement dans le spectre de l'ultra-violet (environ 85% des rayons sont émis à une longueur d'onde de 253,7 nm). Chaque lampe est entourée d'un manchon en quartz, transparent aux rayons U-V.

L'unité pilote est munie d'une sonde, placée à une distance de 1 cm d'un des manchons de quartz. La sonde mesure la quantité de rayons U-V traversant le manchon de quartz et l'épaisseur d'eaux usées. Cette information est transmise à un lecteur analogique dans le panneau de contrôle.

4.4 PROGRAMME DES ESSAIS

4.4.1 Généralités

L'unité pilote de désinfection U-V est alimentée en continu par l'effluent de la station d'épuration. À chaque jour, le pilote est arrêté et les lampes sont nettoyées afin de pouvoir comparer les résultats sur une base commune. Le processus d'encrassement des lampes n'a pas été étudié lors de ces essais.

Les essais ont été réalisés de 8h30 à 16h30, du lundi au vendredi, entre le 3 et le 14 février 1992 et le 28 février 1992.

4.4.2 Débits

Quatre (4) débits différents ont été étudiés dans le but de tracer des courbes montrant la réduction des coliformes fécaux en fonction du débit. La variation du débit à travers le pilote permet de simuler une variation du dosage U-V. Ainsi, le débit maximal de conception circulant dans le pilote U-V est associé à une valeur minimale du dosage U-V appliqué.

Pour les besoins de l'étude, il a été nécessaire de vérifier le pourcentage de réduction des coliformes fécaux pour un débit supérieur à la valeur maximale de conception du pilote U-V (6,6 L/s). Un débit supérieur à 6,6 L/s a été simulé en recouvrant une partie de la surface des lampes, dans le sens de la longueur, avec du papier d'aluminium.

Puisque le dosage U-V est fonction du temps de contact dans le pilote, une diminution de moitié du dosage U-V, réalisé en recouvrant de moitié les lampes, équivaut à doubler le débit réel circulant dans le pilote U-V (débit équivalent).

Les débits étudiés ont été les suivants:

- 2,5 L/s
- 5,5 L/s
- 11,0 L/s (débit équivalent)
- 5,0 L/s (débit équivalent en opération critique)

Durant la période d'étude, pour les trois (3) premiers débits, la station d'épuration a été opérée normalement par les employés de Ville de Laval, i.e. les produits chimiques (alun et polymère) ont été ajoutés de façon à respecter la norme de 1,0 mg/L en phosphore total à l'effluent.

Pour le quatrième débit d'analyse, la charge superficielle sur les décanteurs a été augmentée et les produits chimiques ont été diminués dans le but de produire un effluent de moins bonne qualité (opération critique). Cet essai est réalisé dans le but d'obtenir des résultats de réduction de coliformes pour des valeurs de matières en suspension supérieures aux valeurs moyennes rencontrées lors de l'étude.

4.4.3 Échantillonnage

La prise d'échantillon s'effectue entre 9h00 et 16h00. Un total de vingt (20) échantillons par débit étudié est prélevé à l'affluent et à l'effluent du pilote. Chaque échantillon à analyser est composé à partir de plusieurs échantillons

prélevés régulièrement. À chaque prélèvement d'échantillons, les paramètres d'opération suivants du pilote sont notés:

- intensité des lampes U-V (mW/cm^2) (à titre indicatif seulement)
- nombre d'heures d'opération du pilote
- débit (L/s)

Les analyses suivantes ont été effectuées à l'affluent du pilote U-V:

- pH
- turbidité
- matières en suspension
- transmission U-V
- coliformes fécaux
- coliformes totaux (sur 10% des échantillons)
- DBO_5 (sur 10% des échantillons)
- DCO (sur 10% des échantillons)
- fer (sur 10% des échantillons)
- alcalinité (sur 10% des échantillons)
- distribution granulométrique des solides (sur 10% des échantillons)

À l'effluent du pilote U-V, les analyses suivantes ont été effectuées:

- coliformes fécaux
- coliformes totaux (sur 10% des échantillons)

4.5 PRÉSENTATION ET INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS

4.5.1 Effluent de Fabreville (opération normale)

Le tableau 3 présente la compilation des résultats d'analyses obtenus à l'effluent de la station d'épuration Fabreville (donc affluent du pilote U-V) lorsque ladite station fonctionne sous des conditions normales d'opération. Les différents paramètres mesurés de l'effluent de Fabreville sont en général semblables aux mesures antérieures (voir section 2). Les paramètres importants à noter au tableau 3 sont:

- la température moyenne de l'effluent de Fabreville en février est de 4,7° C;
- la concentration moyenne en matières en suspension est de 18,2 mg/L avec une valeur minimale mesurée de 7,2 mg/L et une valeur maximale de 29 mg/L;
- la transmission U-V moyenne est de 43% avec une valeur minimale mesurée de 30% et une valeur maximale de 63%. Ces valeurs de transmission U-V obtenues sont représentatives d'un effluent provenant d'un traitement primaire. En effet, selon l'EPA[3], le pourcentage de transmission U-V pour un effluent de station d'épuration avec un traitement primaire varie de 45% à 67%;
- la valeur moyenne des coliformes fécaux est de 388 600 col./100 mL avec une valeur minimale de 150 000 col./100 mL et une valeur maximale de 785 000 col./100 mL. Selon les anlyses effectuées à la Communauté urbaine de Montréal (CUM), il apparait qu'un niveau de coliformes fécaux de 388 600 col./100 mL est représentatif d'un effluent physico-chimique pour cette période de l'année. Les valeurs moyennes mensuelles rencontrées dans

l'effluent de la CUM pour les mois de janvier et de février 1991 sont respectivement de 490 000 et de 210 000 col./100 mL;

- la concentration moyenne des coliformes totaux est de 620 000 col./100 mL avec une valeur minimale de 370 000 col./100 mL et une valeur maximale de 980 000 col./100 mL;
- la concentration moyenne de fer est de 0,31 mg/L;
- la majorité des solides (71,3%) présents dans l'effluent ont une grosseur qui varie entre 5 et 10 µm et la grosseur des particules n'excède pas 60 µm.

TABLEAU 3
RÉSUMÉ DES CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT DE FABREVILLE
OPÉRATION NORMALE

Paramètres	Valeur moyenne	Valeur minimale	Valeur maximale
Température (°C)	4,7	3,5	6
pH	7,5	7,2	7,6
Turbidité (UTN)	10,8	5,7	21
Matière en suspension (mg/L)	18,2	7,2	29
Transmission U-V (%)	43	30	63
Coliformes fécaux (colonies/100 mL)	388 600	150 000	785 000
Coliformes totaux (colonies/100 mL)	620 000	370 000	980 000
DBO_5 (mg/L)	32	24	39
DCO (mg/L)	72	57	100
Fer (mg/L)	0,31	0,23	0,56
Alcalinité (mg/L)	130	120	140
Distribution granulométrique des solides (%):			
5-10 µm	71,3	59,6	83,2
10-15 µm	17,4	11,6	22,2
15-20 µm	5,8	3,0	8,3
20-25 µm	2,5	1,1	4,3
25-30 µm	1,1	0,5	2,5
30-40 µm	1,8	0,4	4,5
40-50 µm	0,1	0	0,2
50-60 µm	0,1	0	0,1
60 µm et plus	0		

4.5.2 Effluent de Fabreville (opération critique)

Le dosage d'alun normalement effectué à la station d'épuration pour cette période de l'année varie entre 45 à 70 mg/L. Le dosage d'aide-coagulant (Percol 725) est de 0,7 mg/L. Afin d'augmenter la concentration de matières en suspension

dans l'effluent pour recréer des conditions de désinfection plus critiques (matières en suspension de 30 à 40 mg/L), le dosage d'alun a été baissé à 30 mg/L et le dosage d'aide-coagulant à 0,25 mg/L. La charge superficielle sur les décanteurs a également été augmentée pour aider à réduire l'efficacité d'enlèvement des matières en suspension.

La compilation des résultats des analyses est présentée au tableau 4.

TABLEAU 4
RÉSUMÉ DES CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT DE FABREVILLE
OPÉRATION CRITIQUE

Paramètres	Valeur moyenne	Valeur minimale	Valeur maximale
Température (°C)	4,8	4,5	5
pH	7,5	7,4	7,6
Turbidité (UTN)	21	15	25
Matière en suspension (mg/L)	35	23	44
Coliformes fécaux (colonies/100 mL)	809 000	540 000	1 200 000
Coliformes totaux (colonies/100 mL)	1 385 000	970 000	1 800 000
DBO_5 (mg/L)	48	40	55
DCO (mg/L)	138	135	140
Fer (mg/L)	0,33	0,31	0,34
Alcalinité (mg/L)	123	120	125
Distribution granulométrique des solides (%):			
5-10 µm	58,4	54,7	62,1
10-15 µm	20,5	20,0	21,1
15-20 µm	8,3	7,8	8,7
20-25 µm	4,4	3,7	5,0
25-30 µm	2,4	1,8	3,0
30-40 µm	4,6	2,7	6,5
40-50 µm	0,8	0,5	1,1
50-60 µm	0,4	0,2	0,5
60-80 µm	0,3	0,1	0,4
80-100 µm	0,05	0	0,1
100-150 µm	0,02	0	0,03
150 µm et plus	0		

Les paramètres importants à noter sont:

- la concentration moyenne en matières en suspension est de 35 mg/L avec une valeur minimale mesurée de 23 mg/L et une valeur maximale de 44 mg/L;
- la valeur moyenne des coliformes fécaux rencontrés est de 809 000 col./100 mL avec une valeur minimale de 540 000 col./100 mL et une valeur maximale de 1 200 000 col./100 mL. Cette augmentation des valeurs des coliformes fécaux par rapport à celles rencontrées en opération normale

est conséquente à une concentration plus élevée des matières en suspension rencontrée dans l'effluent de Fabreville. Les coliformes fécaux associés aux matières en suspension sont donc en plus grand nombre. Cette augmentation des valeurs des coliformes fécaux est également associée à une augmentation du nombre de coliformes fécaux libres due à la diminution de l'efficacité des décanteurs;

- la concentration moyenne des coliformes totaux est de 1 385 000 col./100 mL avec une valeur minimale de 970 000 col./100 mL et une valeur maximale de 1 800 000 col./100 mL.
- la majorité des particules (78,9%) sont de grosseur variant entre 5 et 15 µm et la grosseur des particules présentes dans l'effluent n'excède pas 150 µm.

Les analyses de transmission U-V ne sont pas présentées au tableau 4, car une erreur s'est produite au laboratoire d'analyse, rendant les lectures de transmission U-V inexactes donc inutilisables pour les fins de l'étude.

4.5.3 Enlèvement des coliformes fécaux dans le pilote U-V

Le tableau 5 présente en résumé, pour les différentes conditions de débit étudié, les résultats des analyses bactériologiques obtenus à l'effluent du pilote U-V, sous des conditions normales et critiques d'opération de la station d'épuration.

TABLEAU 5
COLIFORMES FÉCAUX (CF) ET COLIFORMES TOTAUX (CT)
À L'EFFLUENT DU PILOTE DE DÉSINFECTION U-V

Débit dans le pilote U-V	Coliformes (col/100 mL)	Valeur moyenne	Valeur minimale	Valeur maximale
Conditions normales d'opération:				
2,5 L/S	CF	<19	<10	60
	CT*		40	50
5,5 L/s	CF	32	8	76
	CT*		32	40
11 L/s**	CF	4 090	220	11 000
	CT*		2 700	3 800
Conditions critiques d'opération:				
5 L/s**	CF	480	50	1500
	CT*		510	2 100

* Mesures faites sur deux (2) échantillons.

** Débit équivalent représentant deux fois le débit d'eau réellement traité dans le pilote U-V, évalué en tenant compte du fait que les lampes sont à moitié recouvertes de papier d'aluminium (dans le sens de la longueur).

Les points improtants à noter au tableau 5 sont:

- la valeur moyenne de coliformes fécaux est inférieure à 19 col./100 mL pour un débit de 2,5 L/s à travers le pilote de désinfection U-V (38% de sa capacité maximale);
- la valeur moyenne de coliformes fécaux est de 32 col./100 mL pour un débit dans le pilote U-V de 5,5 L/s (83% de sa capacité maximale);

- la valeur moyenne de coliformes fécaux est de 4 090 col./100 mL pour un débit équivalent (voir définition, section 4.4.2) de 11 L/s dans le pilote U-V;
- la valeur moyenne de coliformes fécaux est de 480 col./100 mL pour un débit équivalent (voir définition, section 4.4.2) de 5 L/s dans le pilote U-V (sous des conditions critiques d'opération de la station d'épuration).

La figure 4 présente l'ensemble des résultats d'enlèvement des coliformes fécaux en fonction du débit dans le pilote U-V. L'enlèvement des coliformes fécaux est exprimé en terme du logarithme en base 10 du nombre de coliformes fécaux à la sortie du pilote U-V (Cs) divisé par le nombre de coliformes fécaux à l'entrée du pilote (Ce) soit, log (Cs/Ce).

La courbe globale (MES = 7 à 44 mg/L) de la figure 4 est constituée à partir des 80 échantillons prélevés à l'affluent et à l'effluent du pilote U-V pour les trois (3) débits étudiés en conditions d'opération normales de la station d'épuration soit, 2,5 L/s, 5,5 L/s, 11 L/s ainsi que pour un (1) débit de 5 L/s pour les conditions critiques d'opération. La droite est évaluée à partir de la régression linéaire faite sur l'ensemble des données. La droite de régression linéaire a un coefficient de corrélation de 0,8. Il découle de la courbe globale que l'efficacité d'enlèvement des coliformes fécaux diminue avec l'augmentation du débit dans le pilote U-V. L'augmentation du débit dans le pilote a pour effet de réduire le temps de contact ou le temps d'exposition de l'effluent aux rayons ultra-violets, réduisant ainsi la dose U-V.

Le regroupement des résultats d'enlèvement de coliformes fécaux par fourchette de matières en suspension permet de mieux préciser l'influence des matières en suspension sur le niveau de désinfection atteint dans le pilote U-V, tel que montré à la figure 4. Le regroupement est fait sur des fourchettes de matières en suspension variant de 7 à 15 mg/L, de 15 à 25 mg/L et de 25 à 44 mg/L. La majorité des données recueillies pour cette dernière fourchette provient des échantillons prélevés en opération critique. Les droites tracées à la figure 4 représentent les droites de régression linéaire faites pour les différents groupes de données.

Il ressort de la figure 4 que plus la concentration en matières en suspension est faible et plus le débit diminue dans le pilote U-V, plus les résultats d'enlèvement des coliformes fécaux sont améliorés, sauf pour la fourchette de matières en suspension de 15 à 25 mg/L, où une augmentation des matières en suspension correspond à un meilleur enlèvement des coliformes fécaux par rapport à la fourchette de matières en suspension de 7 à 15 mg/L. Ces résultats un peu surprenants ont également été observés lors d'études menées sur la désinfection U-V de l'effluent primaire physico-chimique de la CUM, mais pour des fourchettes de matières en suspension beaucoup plus larges, variant entre 10 à 50 mg/L (voir explications possibles à la section 4.7).

4.5.4 Relation entre la transmission U-V et les matières en suspension

La figure 5 montre la relation entre la transmission U-V et les matières en suspension présentes dans l'effluent de Fabreville. La droite de régression linéaire, calculée à partir de 96 mesures de transmission U-V et de matières en suspension, présente un coefficient de corrélation de 0,59. Ladite figure montre que l'augmentation des matières en suspension dans l'effluent a pour effet de réduire la transmission U-V, réduisant ainsi l'efficacité du système de désinfection.

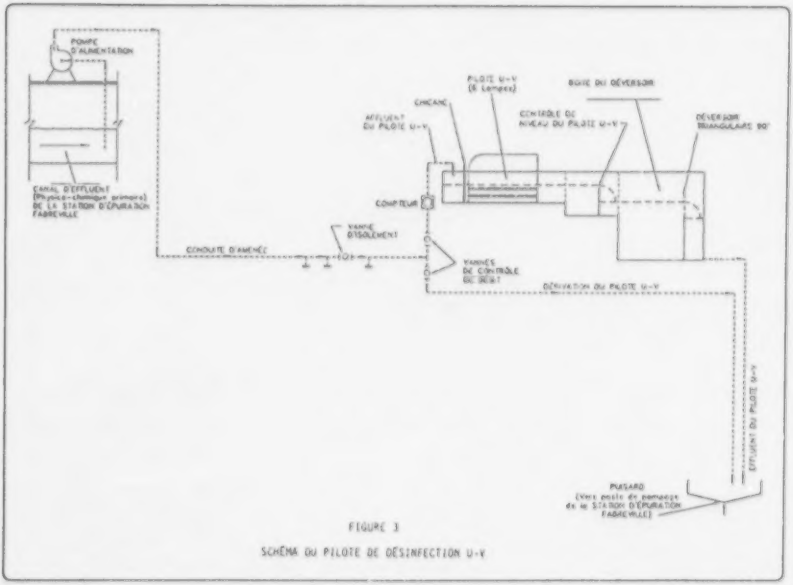


FIGURE 3

SCHÉMA DU PILOTE DE DÉSINFECTION U-V

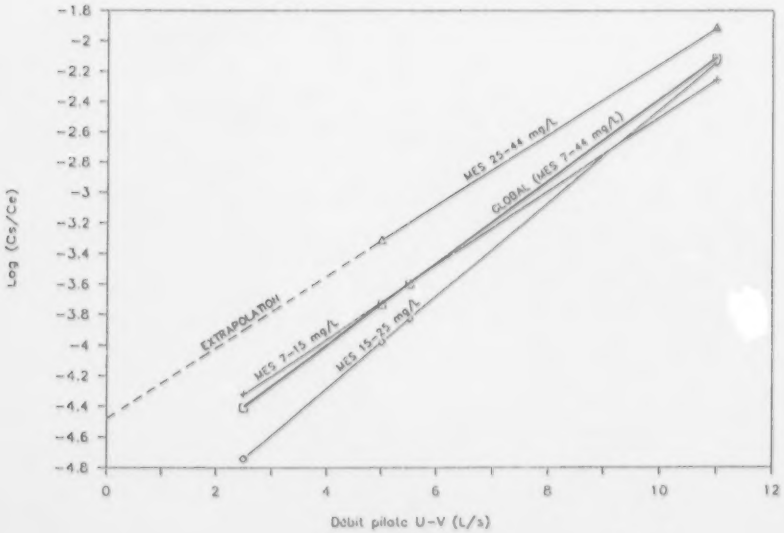


FIGURE 4

ESSAI PILOTE DE DÉSINFECTION U-V (6 LAMPES)
ENLÈVEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX VS DÉBIT

4.5.5 Relation entre les coliformes fécaux et les matières en suspension

La figure 6 présente les résultats d'analyses des coliformes fécaux à l'entrée du pilote de désinfection U-V en fonction des matières en suspension. La droite de régression linéaire, calculée à partir de 120 analyses de coliformes fécaux et de matières en suspension, présente un coefficient de corrélation de 0,56. Ladite figure montre qu'une augmentation des matières en suspension produit une augmentation des coliformes fécaux.

4.6 CRITÈRES DE CONCEPTION POUR LE DIMENSIONNEMENT D'UN SYSTÈME DE DÉSINFECTION U-V

4.6.1 Généralités

Les résultats obtenus de l'essai pilote sur la désinfection U-V seront utilisés pour définir les critères de conception pour dimensionner préliminairement un système de désinfection U-V capable de traiter un effluent physico-chimique primaire.

Les paramètres de conception à considérer lors du dimensionnement d'un système de désinfection U-V sont: la concentration des matières en suspension, la transmission U-V, le nombre de coliformes fécaux avant désinfection, les critères de rejet de coliformes fécaux, le facteur d'efficacité des lampes et le facteur d'encrassement des lampes.

4.6.2 Choix des paramètres de conception

4.6.2.1 Matières en suspension

Le choix du critère de conception pour les matières en suspension est très important puisqu'il influence le niveau de coliformes fécaux présents dans l'effluent à traiter de même que la transmission U-V (tels que montrés aux figures 5 et 6).

Suite aux discussions avec le ministère de l'Environnement du Québec (MENVIQ), ce dernier suggère que la conception du système de désinfection U-V tienne compte des normes suivantes à respecter pour la décantation physico-chimique:

- la moyenne annuelle à ne pas dépasser en matières en suspension est de 25 mg/L;
- la moyenne des trois (3) échantillons par semaine requis pour le suivi de la station d'épuration ne doit dépasser 35 mg/L.

Une valeur moyenne de 25 mg/L pour les matières en suspension à l'effluent du traitement primaire physico-chimique est alors retenue pour la conception du système de désinfection U-V.

4.6.2.2 Transmission U-V

Après avoir fixé le paramètre de conception des matières en suspension à 25 mg/L, le pourcentage de transmission U-V de l'effluent est évalué à partir de la figure 5. Pour une concentration des matières en suspension de 25 mg/L, la transmission U-V dans l'effluent sera d'environ 38%. La transmission U-V est un paramètre qu'il est nécessaire de connaître pour évaluer le dosage U-V calculé dans le pilote U-V.

4.6.2.3 Coliformes fécaux à l'entrée du système de désinfection U-V (Ce)

En utilisant les résultats présentés à la figure 6, on retrouve environ

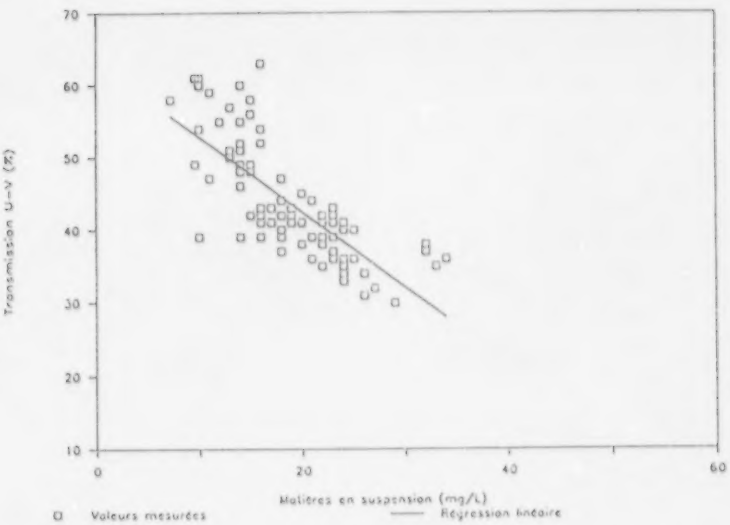


FIGURE 5

TRANSMISSION U-V VS MATIÈRES EN SUSPENSION

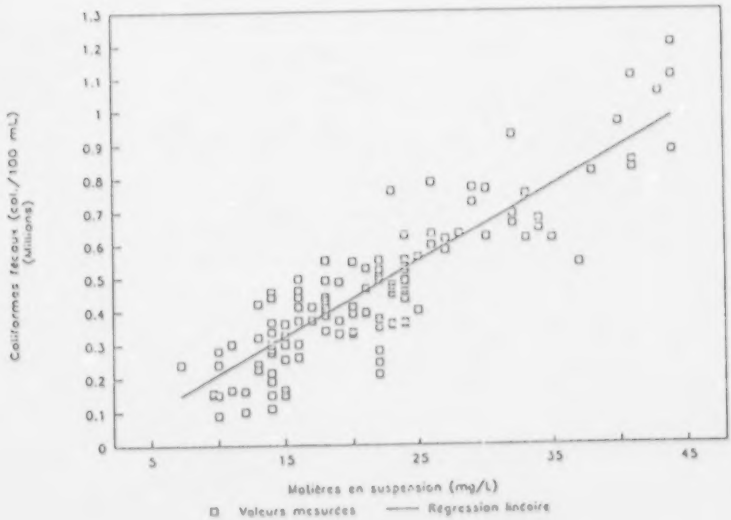


FIGURE 6

COLIFORMES FÉCAUX VS MATIÈRES EN SUSPENSION

550 000 colonies de coliformes fécaux/100 mL lorsque l'effluent contient 25 mg/L de matières en suspension. L'essai pilote a cependant été réalisé en hiver c'est-à-dire, au moment de l'année où le niveau de coliformes est à son plus bas en raison des faibles températures.

Selon les données de la CUM pour l'année 1990 et 1991, le nombre de coliformes fécaux à l'effluent est d'environ dix (10) fois plus élevé en été qu'en hiver. La proportion est la même pour l'affluent. Il est alors souhaitable de multiplier le nombre de coliformes mesurés en hiver par dix (10) pour retrouver les conditions critiques d'été. On obtient alors comme critère de conception, un niveau de coliformes fécaux de 5 500 000 col./100 mL.

4.6.2.4 Coliformes fécaux à la sortie du système de désinfection U-V (Cs)

Les critères de rejet à respecter pour la désinfection (avant photoréactivation), en été, sont établis à un maximum 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL sur une moyenne géométrique mensuelle et à une valeur de 2 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL à ne pas excéder en tout temps. Le critère de rejet pour la désinfection en hiver doit respecter une moyenne géométrique mensuelle avant photoréactivation de 4 000 colonies de coliformes fécaux/100 mL.

4.6.2.5 Niveau d'enlèvement des coliformes fécaux

Le niveau d'enlèvement requis des coliformes fécaux pour respecter les critères de rejet en été est donc le suivant:

$$\log (Cs/Ce) = \log (500 / 5\ 500\ 000) = -4,04$$

4.6.2.6 Facteur d'efficacité des lampes (Fp)

Selon l'EPA[1], la durée de vie des lampes U-V est, d'après les principaux manufacturiers, de 7 500 heures sur un cycle d'utilisation sans interruption de 8 heures. La durée de vie des lampes est influencée par la fréquence de départs et d'arrêts. Un cycle d'utilisation inférieur à 8 heures aurait pour effet de réduire la durée de vie des lampes. L'intensité moyenne des lampes après 7 500 heures d'utilisation est estimée à 70% de l'intensité des lampes après 100 heures d'opération, ce qui correspond à un facteur d'efficacité (Fp) de 0,7.

4.6.2.7 Facteur d'encrassement des lampes (Ft)

L'encrassement des lampes est un autre facteur qui doit être pris en considération lors de la conception d'un système de désinfection U-V. Toujours selon l'EPA[1], un facteur d'encrassement (Ft) de 0,7 est recommandé pour des systèmes dont les lampes sont immergées dans le liquide à traiter et sont protégées par un caisson de quartz.

4.6.3 Débit à traiter par lampe U-V

Le débit par lampe nécessaire pour traiter un effluent primaire physico-chimique est évalué à partir des paramètres de conception établis précédemment et des résultats obtenus de la présente étude. Le débit dans le pilote U-V est déterminé à partir de la courbe obtenue pour les matières en suspension comprises entre 20 et 30 mg/L, tel que montré à la figure 7. Ainsi, pour un niveau de désinfection égal à -4,04, on obtient un débit dans le pilote U-V de 4,75 L/s pour 6 lampes neuves et propres. Le débit par lampe est donc de 0,79 L/s. En tenant compte des facteurs d'efficacité et d'encrassement des lampes, un débit de 0,39 L/s par lampe est considéré pour la conception. Pour fins de comparaison, le débit par

lampe utilisé pour la conception d'un système de désinfection U-V lorsque celui-ci est précédé d'un traitement secondaire tel que la biofiltration est de l'ordre de 1 L/s par lampe.

Le débit par lampe est donc de deux à trois fois plus faible que celui qui serait requis si la désinfection U-V était précédée par une biofiltration. Autrement dit, il faudrait de deux à trois fois plus de lampes U-V pour atteindre le même degré de désinfection d'un effluent primaire physico-chimique par rapport à un effluent secondaire tel que la filtration biologique.

4.6.4 Évaluation du dosage dans le pilote U-V

Le dosage fourni dans le pilote U-V pour atteindre le degré de désinfection voulu de -4,04 est calculé à partir du produit de l'intensité moyenne des lampes et du temps de contact dans le pilote U-V. L'intensité moyenne des lampes pour un espacement entre elles de 75 mm, lorsque submergées dans un effluent dont la transmission U-V est de 38%, est d'environ de 2 850 $\mu W/cm^2$ après 100 heures d'opération. Cette valeur est déterminée à partir de courbes fournies par le fabricant des lampes. Le temps de contact dans le pilote U-V est de 10 secondes pour un débit de 4,75 L/s. Le dosage calculé ou fourni dans le pilote U-V est donc de 29 $mW.s/cm^2$.

La figure 8 présente les mêmes résultats de réduction de coliformes fécaux mais en fonction du dosage U-V calculé dans le pilote plutôt qu'en fonction du débit. Pour la fourchette de matières en suspension comprise entre 20 et 30 mg/L et pour un niveau de désinfection de -4,04, on obtient un dosage calculé de de 26 $mW.s/cm^2$, valeur qui est proche de celle calculée précédemment (29 $mW.s/cm^2$).

4.7 RÉSULTATS OBTENUS À LA STATION D'ÉPURATION DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE MONTRÉAL (CUM)

Il est intéressant de comparer les résultats obtenus des études pilotes de désinfection U-V réalisées à la station d'épuration Fabreville et à la station d'épuration de la CUM. Ladite station est également de type primaire physico-chimique. Du chlorure ferrique (6 à 12 mg/L de Fe^{+3}) et un polyélectrolyte anionique (0,2 à 0,35 mg/L) sont utilisés pour l'enlèvement du phosphore total et des matières en suspension. Les résultats obtenus à l'effluent de la station d'épuration de la CUM (donc affluent du pilote U-V) sont indiqués au tableau 6.

TABLEAU 6
CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT DE LA STATION D'ÉPURATION DE LA COMMUNAUTÉ URBAINE DE MONTRÉAL (CUM)

Température (°C)		Coliformes fécaux (col./100 mL)		Matières en suspension (mg/L)		Transmission U-V (%)	
Typique	Variations normales	Typique	Variations normales	Typique	Variations normales	Typique	Variations normales
20	18 - 26	2 000 000	130 000 - 5 000 000	25	11 - 45	45	35 - 63

Les valeurs moyennes des matières en suspension obtenues en été et en automne ont été de 22,6 mg/L et de 19,4 mg/L respectivement. Lesdites valeurs de matières en suspension de même que celles de la transmission U-V (paramètres importants pour la désinfection U-V) sont similaires à celles mesurées à Fabreville. Par contre les valeurs de coliformes fécaux de même que la température sont plus élevées à la CUM puisque les mesures ont été réalisées en été et en automne plutôt

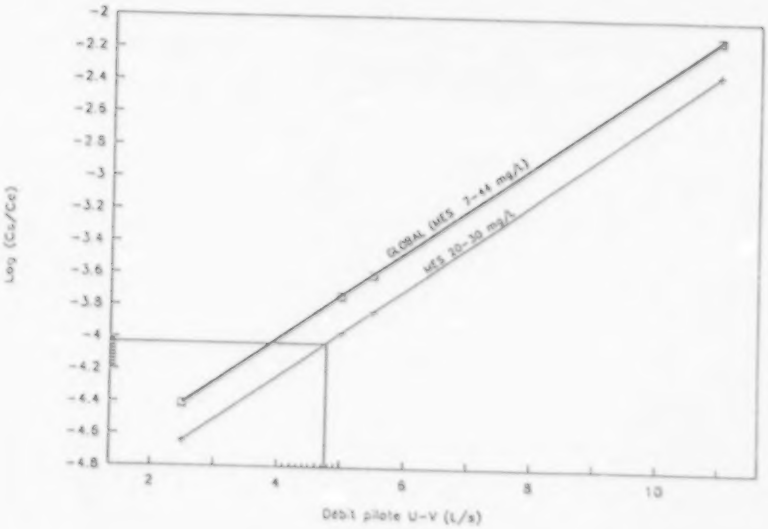


FIGURE 7

ESSAI PILOTE DE DÉSINFECTION U-V (6 LAMPES)
ENLÈVEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX VS DÉBIT

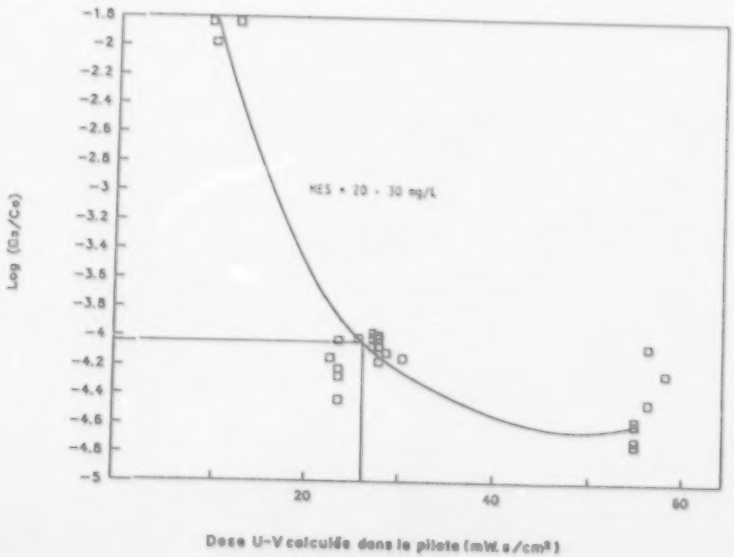


FIGURE 8

ESSAI PILOTE DE DÉSINFECTION U-V (6 LAMPES)
ENLÈVEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX VS DOSAGE U-V

qu'en hiver. Il faut également noter que le chlorure ferrique est utilisé comme coagulant à la station de la CUM, tandis que l'alun est utilisé à Fabreville. Il est ressorti d'une étude de courte durée réalisée à la CUM, qu'avec l'utilisation de l'alun comme coagulant, un niveau de coliformes fécaux plus bas fut rencontré dans l'effluent de la station d'épuration et que cet effluent présentait des caractéristiques plus favorables à la désinfection U-V.

La norme de rejet à respecter dans l'effluent de la station d'épuration de la CUM est de 1 000 col./100 mL de coliformes fécaux avant photoréactivation et dilution dans le fleuve St-Laurent. Basé sur les valeurs typiques de coliformes fécaux à l'entrée du pilote U-V, un degré de désinfection de -3,3 doit être atteint pour rencontrer cette norme. Les résultats de l'étude pilote montre qu'une dose calculée entre 30 à 50 mW.s/cm² permet de rencontrer cet objectif. Cette dose calculée suppose des conditions hydrauliques idéales et elle découle également de la relation entre la transmision U-V, la puissance appliquée, etc... Les dosages obtenus lors de la réalisation de faisceaux collimatés ont été de 50% inférieurs à ceux ci-haut mentionnés pour l'étude pilote. Cet écart est causé par des conditions hydrauliques non idéales dans le pilote, de même que par le fait que l'étude pilote est réalisée à petite échelle.

Les résultats obtenus des essais pilotes en continu à Fabreville montrent que pour atteindre un degré de désinfection de -3,3, la dose calculée requise serait de 19 mW.s/cm². Il semble ainsi que la désinfection U-V est plus facile à réaliser sur l'effluent de Fabreville que sur celui de la CUM (i.e. une plus faible dose pour le même degré de réduction des coliformes fécaux). Ceci pourrait être attribuable au fait que le coagulant utilisé à Fabreville est l'alun. De plus, les essais pilotes de la CUM ont été réalisés avec des lampes à moyenne pression, tandis ceux de Fabreville ont été réalisés avec des lampes à basse pression. Les dosages ne peuvent pas être comparés exactement. Il est difficile de faire de telles comparaisons entre les dosages dans les cas où les unités pilotes et les caractéristiques des effluents sont différents.

La figure 9 illustre les résultats obtenus à la CUM pour la réduction de coliformes fécaux vs le dosage pour différentes fourchettes de matières en suspension, comprises entre 10 à 50 mg/L. Les courbes ainsi tracées montrent que la dose U-V requise est relative à la concentration des matières en suspension dans l'effluent à désinfecter. Les résultats sont surprenants. Ils indiquent que, pour les conditions étudiées, plus les matières en suspension augmentent, plus la dose U-V est faible pour atteindre le même degré de réduction de coliformes fécaux (C_f/C_i). Il y a plusieurs explications possibles à cela. Premièrement, la lumière U-V qui est réfléchie par des particules en suspension a toujours un pouvoir de désinfection. En calculant le dosage U-V lorsque la turbidité ou les matières en suspension sont élevées (donc la transmission U-V basse), la valeur théorique obtenue est faible car ces calculs ne tiennent pas compte desdits rayons réfléchis. Deuxièmement, les variations du rapport des concentrations de fer sur les matières en suspension (Fe/MES) à l'effluent de la CUM résultent en des changements mineurs dans la distribution granulométrique des solides et peuvent également avoir une influence sur les liens entre les microbes et les particules (moins de microbes libres attachés aux particules pour un faible rapport Fe/MES). Une concentration de matières en suspension plus élevée se traduit par un faible rapport Fe/MES, dans laquelle les particules sont de plus grandes dimensions. La présence de grosses particules implique une plus faible quantité de particules pour une même concentration puisque chaque particule ne comptant que pour une seule colonie de coliformes fécaux lors des analyses microbiologiques. Alors, pour un niveau plus élevé de matières en suspension dans l'effluent et un rapport Fe/MES faible, on pourrait retrouver non seulement une concentration plus faible de colonies de coliformes fécaux associés aux particules par 100 mL mais également plus de microbes libres non associés aux particules qui eux sont plus faciles à désinfecter par les rayons

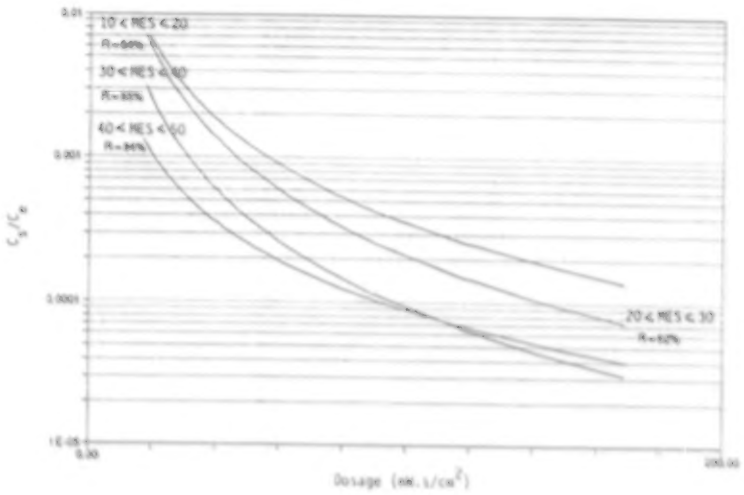


FIGURE 9

STATION D'ÉPURATION DE LA CUM

EFFET DES MATIÈRES EN SUSPENSION
SUR LA DÉSINFECTION U-V

ultra-violets. Le rapport C_e/C_s est donc plus faible (i.e. meilleure performance de désinfection). Il apparaît cependant évident que des recherches supplémentaires sont nécessaires pour expliquer ce phénomène.

Notons finalement que les lampes à moyenne pression utilisées pour l'étude pilote à la CUM présentent une intensité d'approximativement dix (10) fois supérieure à celles à basse pression. Le débit par lampe requis pour la station d'épuration de la CUM reste à évaluer. Ceci indique qu'avec une telle intensité, le nombre de lampes requises pour atteindre un degré de désinfection requis peut être réduit significativement qu'elle que soit le type d'effluent à traiter.

5 ESSAI PILOTE DE FILTRATION ET DE DÉSINFECTION U-V

5.1 GÉNÉRALITÉS

Un essai pilote de filtration suivi d'une désinfection aux rayons ultra-violets (U-V) a été réalisé en continu sur l'effluent primaire physico-chimique de la station d'épuration Fabreville. Cet essai a pour but d'étudier les effets de l'ajout d'une étape de filtration en amont d'une désinfection U-V, sur l'amélioration de la qualité de l'effluent primaire physico-chimique et de comparer les résultats avec ceux obtenus de la désinfection U-V sans filtration.

Cet essai donne également des indications sur le colmatage du filtre (fréquences de lavage) lorsque ce dernier est installé sur un effluent primaire physico-chimique.

5.2 PRÉSENTATION DU MONTAGE

Le schéma du montage des pilotes de filtration et de désinfection U-V est présenté à la figure 10. Les eaux usées, pompées à partir du canal d'effluent de la station d'épuration Fabreville, sont acheminées soit vers la pompe installée en amont de l'unité pilote de filtration (affluent du pilote de filtration), soit vers le puisard de la station d'épuration (dérivation du pilote de filtration). L'eau filtrée s'écoule vers la boîte d'entrée du pilote de désinfection U-V (affluent du pilote U-V). Une chicane (plaque trouée) a été installée dans la boîte d'entrée pour permettre un écoulement uniforme dans le canal de désinfection. L'eau s'écoule ensuite dans l'unité pilote de désinfection U-V puis vers la boîte de sortie du pilote de désinfection et est finalement déversée, via une conduite d'évacuation (effluent du pilote U-V), dans un puisard de la station d'épuration. L'eau retourne alors vers le poste de pompage, en tête de la station d'épuration.

5.3 DESCRIPTION DES UNITÉS PILOTES

5.3.1 Pilote de filtration

L'unité pilote de filtration a été fournie par la compagnie Sonitec inc. L'unité est de type filtre au sable, modèle Vortisand A1-30. Il est conçu pour un débit de service de 5,7 L/s et permet de retenir les particules d'un diamètre supérieur à 5 microns. Le principe de ce système de filtration consiste à utiliser la force centrifuge (effet vortex), faisant tourbillonner l'eau affluente au-dessus du média filtrant et facilitant l'enlèvement des matières en suspension tout en augmentant, de façon significative, la surface effective de filtration à l'intérieur du réservoir.

L'unité pilote comprend un filtre sous pression de 760 mm de diamètre, une pompe pour l'entraînement du tourbillon de l'eau brute au-dessus du média filtrant ainsi que des manomètres, vannes hydrauliques et autres accessoires requis pour le fonctionnement automatique des cycles de filtration et de lavage. Le lavage du filtre est amorcé lorsque les pertes de charges à travers le filtre ont atteint une

valeur pré-établie. L'ensemble du système de contrôle est installé dans un panneau de commande.

5.3.2 Pilote de désinfection U-V

L'unité pilote de désinfection U-V, modèle UV-2150K, fournie par la compagnie Trojan Technologies inc., est décrite au paragraphe 4.3 du présent rapport.

5.4 PROGRAMME DES ESSAIS

5.4.1 Généralités

Les unités pilotes de filtration et de désinfection U-V sont alimentées en continu par l'effluent de la station d'épuration. Afin de comparer les résultats sur une base commune, d'une journée à l'autre, un cycle de lavage du filtre est effectué et les lampes du pilote de désinfection U-V sont lavées au début de chaque journée.

Les essais ont été réalisés entre 8h30 et 16h30 dans la semaine du 24 au 28 février 1992.

5.4.2 Débits

Deux (2) débits différents ont été étudiés dans le but de tracer des courbes montrant la réduction des coliformes fécaux en fonction du débit dans le pilote U-V. Chaque débit est maintenu constant durant leur période d'échantillonnage respective afin de pouvoir calculer le dosage U-V (fonction du temps de rétention dans le pilote U-V).

En opération normale du filtre pilote, le débit diminue progressivement à mesure que les pertes de charge augmentent dans le filtre. Par conséquent, le débit acheminé vers le pilote de désinfection U-V diminuerait également de façon progressive. Aucun dispositif de contrôle n'a été prévu sur le montage pour éviter cet inconvénient. Il a donc fallu maintenir manuellement le débit constant à travers le pilote de filtration en ajustant continuellement les vannes de contrôle du débit.

Les débits étudiés sont les suivants:

- 5,5 L/s dans le filtre et un débit équivalent* de 11 L/s dans le pilote U-V;
- 3,8 L/s dans le filtre et un débit équivalent* de 7,6 L/s dans le pilote U-V;

* Voir section 4.4.2 pour la définition du débit équivalent

5.4.3 Échantillonnage

La prise d'échantillon s'effectue entre 9h00 et 16h00. Un total de vingt (20) échantillons par débit étudié est prélevé à l'affluent, à l'effluent du pilote de filtration (ou affluent du pilote de désinfection U-V) et à l'effluent du pilote de désinfection U-V.

Chaque échantillon est composé à partir de deux échantillons prélevés dans un intervalle de 10 minutes.

À chaque prélèvement d'échantillons, les paramètres d'opération suivants sont notés:

- intensité des lampes U-V (mW/cm^2) (à titre indicatif seulement)
- date et heure du dernier lavage du filtre
- nombre d'heures d'opération des lampes
- débit du pilote de filtration et du pilote U-V (L/s)

Les analyses suivantes ont été effectuées à l'affluent et à l'effluent du pilote de filtration (ou affluent du pilote de désinfection U-V):

- pH
- matières en suspension
- turbidité
- transmission U-V
- coliformes fécaux
- coliformes totaux (sur 10% des échantillons)
- DBO_5 (sur 10% des échantillons)
- DCO (sur 10% des échantillons)
- fer (sur 10% des échantillons)
- alcalinité (sur 10% des échantillons)
- distribution granulométrique des solides (sur 10% des échantillons)

À l'effluent du pilote U-V, les analyses suivantes ont été effectuées:

- coliformes fécaux
- coliformes totaux (sur 10% des échantillons)

5.5 PRÉSENTATION ET DISCUSSION DES RÉSULTATS

5.5.1 Performance du filtre

Le tableau 7 présente un résumé des résultats d'analyse obtenus à l'affluent et à l'effluent du pilote de filtration installé en amont de la désinfection U-V. Les points importants à mentionner sont:

- les résultats d'analyse de l'effluent de Fabreville sont similaires à ceux obtenus lors de l'étude sur la désinfection U-V (section 4) pour des conditions normales d'opération de la station d'épuration (tableau 3);
- la valeur moyenne des matières en suspension à la sortie du filtre est de 9 mg/L, représentant un pourcentage d'enlèvement moyen de 55%;
- la valeur moyenne de la transmission U-V à la sortie du filtre est de 49%, représentant une amélioration moyenne de la transmission U-V à travers le filtre de 6%;
- une légère amélioration de la DBO_5 et de la DCO est observée à travers le filtre, soit de 19% et 14% respectivement;
- la concentration moyenne de fer à la sortie du filtre est plus faible qu'à l'entrée, représentant un enlèvement de 37%;
- malgré le fait que le nombre de particules présentes dans l'effluent du filtre soit plus faible qu'à l'affluent du filtre, la distribution granulométrique des particules à l'affluent et à l'effluent du filtre demeure pratiquement inchangée. D'une façon générale, la filtration permet d'enlever toute trace de particules dont la grosseur est supérieure à 80 µm;
- l'analyse des résultats montrent qu'il n'y a pas d'enlèvement global des coliformes fécaux à travers le filtre pour un débit de 5,5 L/s. Par contre, on constate un meilleur rendement d'enlèvement au débit de 3,8 L/s, où un réduction de 23% est observée.

TABLEAU 7
RÉSUMÉ DES CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT DE FABREVILLE AVANT ET APRÈS FILTRATION (DÉBIT CONSTANT)

Paramètres	Valeur moyenne		Valeur minimale		Valeur maximale	
	Avant le filtre	Après le filtre	Avant le filtre	Après le filtre	Avant le filtre	Après le filtre
Température (°C)	4,6	4,6	4	4	5,5	5,5
pH	7,4	7,4	7,2	7,3	7,6	7,5
Turbidité (UTN)	18	12	8,5	4	30	25
Matière en suspension (mg/L.)	20	9	10	2,8	34	20
Transmission U-V (%)	43	49	32	37	61	69
Coliformes fécaux (colonies/100 mL.)	396 000	367 000	80 000	40 000	820 000	1 000 000
Coliformes totaux (colonies/100 mL.)	890 000	693 000	500 000	340 000	1 500 000	920 000
DBO_5 (mg/L.)	32	26	21	18	47	38
DCO (mg/L.)	96	83	70	63	130	115
Fer (mg/L.)	0,38	0,24	0,26	0,20	0,66	0,29
Alcalinité (mg/L.)	125	125	120	120	130	130
Distribution granulométrique des solides (%):						
5-10 µm	67	74,5	62,1	69,6	76,7	79,6
10-15 µm	19,1	16,7	13,9	11,9	21,4	20,0
15-20 µm	6,3	4,5	4,4	3,1	7,3	5,7
20-25 µm	3	1,9	2,1	1,2	3,4	2,0
25-30 µm	1,3	0,8	0,98	0,4	1,5	1,1
30-40 µm	2,4	1,3	1,6	0,7	3,0	1,6
40-50 µm	0,5	0,1	0,2	0	0,7	0,2
50-60 µm	0,2	0,14	0,04	0,06	0,3	0,3
60-80 µm	0,16	0,03	0,04	0	0,3	0,12
80-100 µm	0,04	0	0		0,06	
100-150 µm	0,02	0	0		0,05	
150 µm et plus	0,01	0	0		0,04	

5.5.2 Effluent du pilote U-V

Le tableau 8 présente, pour les deux (2) débits étudiés, le résumé des analyses bactériologiques obtenues à l'effluent du pilote U-V. Les points importants à noter sont:

- la valeur moyenne des coliformes fécaux à la sortie du pilote U-V est de 37 col./100 mL pour un débit équivalent de 7,6 L/s dans le pilote U-V;
- la valeur moyenne des coliformes fécaux à la sortie du pilote U-V est de 2 806 col./100 mL pour un débit équivalent de 11 L/s dans le pilote U-V.

TABLEAU 8
COLIFORMES FÉCAUX (CF) ET COLIFORMES TOTAUX (CT)
À L'EFFLUENT DU PILOTE DE DÉSINFECTION U-V APRÈS FILTRATION

Débit dans le pilote U-V	Coliformes (col/100 mL)	Valeur moyenne	Valeur minimale	Valeur maximale
7,6 L/s**	CF CT*	37	<4 8	180 190
11 L/s**	CF CT*	2 806	4 870	8 500 10 000

* Mesures faites sur deux (2) échantillons.

** Débit équivalent représentant deux fois le débit d'eau réellement traité dans le pilote U-V, évalué en tenant compte du fait que la moitié des lampes sont recouvertes de papier d'aluminium (dans le sens de la longueur).

5.5.3 Enlèvement des coliformes fécaux dans le pilote U-V

La figure 11 présente l'enlèvement des coliformes fécaux en fonction du débit dans le pilote U-V, pour les différentes fourchettes de matières en suspension mesurées après la filtration de l'effluent de Fabreville. Le regroupement est fait sur des fourchettes de matières en suspension variant de 10 à 20 mg/L, de 5 à 10 mg/L et inférieures à 5 mg/L.

Les droites tracées à la figure 11 représentent les droites de régression linéaire faites pour les différentes fourchettes de matières en suspension. Les données de base proviennent de 40 échantillons prélevés à l'affluent et à l'effluent du pilote de désinfection U-V. L'amélioration de la qualité de l'effluent de Fabreville a pour conséquence d'augmenter l'efficacité d'enlèvement des coliformes fécaux dans l'unité pilote de désinfection U-V, par rapport à l'efficacité d'enlèvement des coliformes fécaux obtenue sans filtration (figure 4).

Cependant, l'ajout d'une étape de filtration en amont d'une désinfection U-V permet de réduire légèrement les coliformes fécaux. Cette réduction de coliformes fécaux (23%) est observée seulement pour des débits beaucoup plus faibles (3,8 L/s) que le débit de conception prévu pour ce filtre (5,7 L/s). En pratique, les coliformes fécaux retenus dans le filtre seraient retournés à l'affluent de la station d'épuration via les eaux de lavage du filtre, puis seraient recirculés dans l'ensemble du traitement (la décantation primaire retient peu de coliformes). L'impact positif d'une réduction de coliformes fécaux par une filtration est diminué et possiblement annulé par ce phénomène.

L'ajout de ce type de filtre sur un effluent primaire physico-chimique, installé en amont d'une étape de désinfection U-V, ne présente donc pas d'avantage pour la désinfection U-V puisqu'elle ne permet pas, en pratique, de réduire le nombre de coliformes fécaux. De plus, l'amélioration de la transmission U-V est faible (paramètre important à considérer dans la conception de la désinfection U-V) malgré une réduction plus importante des matières en suspension. Ce type de filtre n'apparaît donc pas adéquat pour cette application.

5.5.4 Fréquence et volume d'eau de lavage

La fréquence et le volume d'eau de lavage ont été évalués. Ainsi, pour un débit de filtration initialement ajusté à 3,8 L/s et une période de filtration de 188 minutes entre les lavages, le volume d'eau nécessaire au lavage a été de 4 L/s pour une durée de 8 minutes, représentant une valeur de 4,2% par rapport au volume

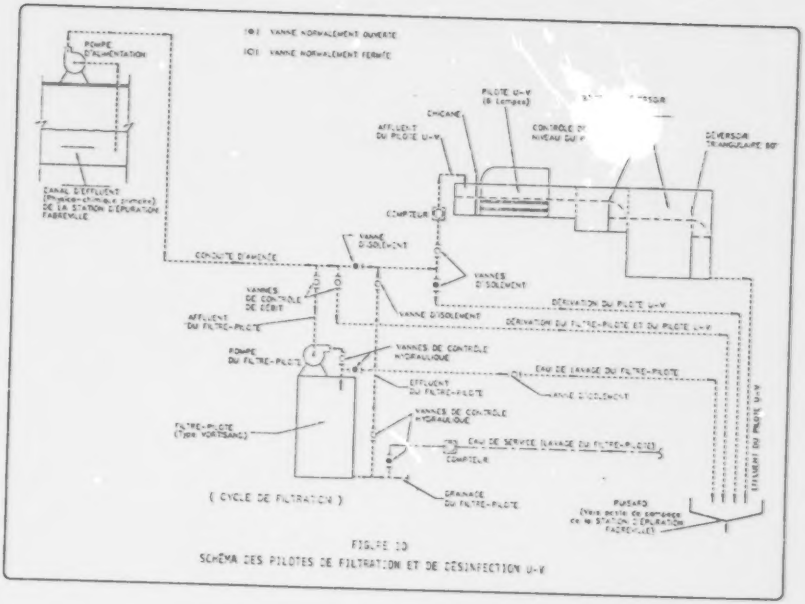


FIGURE 10
SCHÉMA DES PILOTES DE FILTRATION ET DE DÉSINFECTION U-V

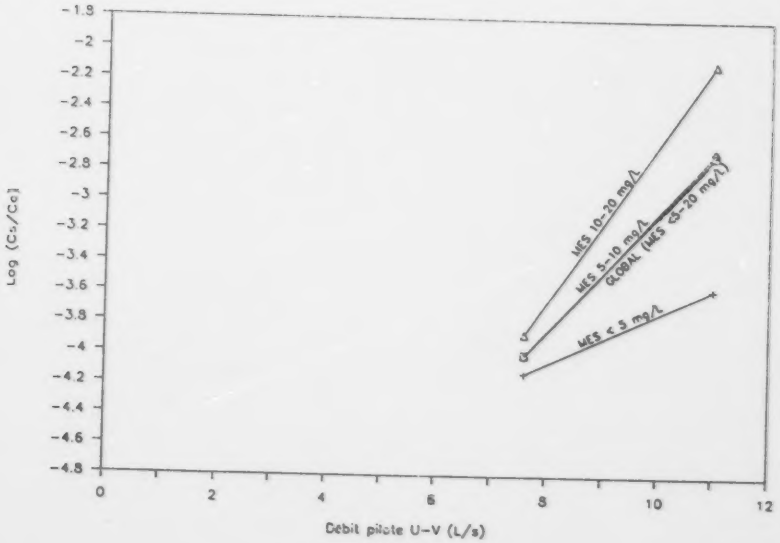


FIGURE 11
ESSAIS PILOTES DE FILTRATION ET DE DÉSINFECTION U-V (6 LAMPES)
ENLÈVEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX VS DÉBIT

d'eau filtrée. Pour un débit de filtration initialement ajusté à 5,5 L/s et une période de filtration de 95 minutes entre les lavages, le volume d'eau nécessaire au lavage du filtre par rapport au volume d'eau filtrée est de 9,5%.

6 SOMMAIRE ET CONCLUSION

La présente étude a permis de vérifier la faisabilité d'une désinfection aux rayons ultra-violets sur un effluent primaire physico-chimique en tenant compte des caractéristiques de l'effluent et des critères de rejet à respecter. Cette étude a été réalisée sur un effluent primaire physico-chimique d'une station d'épuration en opération (Fabreville à Ville de Laval).

Des essais par faisceau collimaté, réalisés sur des échantillons ponctuels prélevés à l'effluent de la station d'épuration Fabreville, permettent de déterminer le dosage U-V requis pour rencontrer le degré de désinfection désiré. Les résultats obtenus permettent de conclure qu'un dosage calculé de 35 mW.s/cm² serait nécessaire pour atteindre un degré de désinfection hypothétique de -4 (log (500/5 000 000)) sur un échantillon ponctuel prélevé à l'effluent primaire physico-chimique de Fabreville (transmission U-V = 44%, MES = 19 mg/L).

Les résultats obtenus donnent donc des indications préliminaires quant à la faisabilité d'une désinfection U-V, suite à un traitement primaire physico-chimique. Des résultats plus représentatifs des conditions réelles d'opération sont obtenus avec l'essai pilote en continu de désinfection U-V.

L'essai pilote (lampes neuves à basse pression) est réalisé sur l'effluent primaire physico-chimique de la station d'épuration Fabreville. Les résultats de l'essai ont montré qu'il est possible d'atteindre le degré de désinfection requis pour rencontrer la norme de rejet de 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL en été. Les paramètres de conception pour le procédé de désinfection U-V sont définis à partir de l'analyse des données recueillies. Cet essai pilote permet également d'évaluer le débit par lampe et le dosage U-V requis pour rencontrer le critère de rejet défini.

Les paramètres de conception retenus sont les suivants:

- 25 mg/L en matières en suspension;
- 38% de transmission U-V;
- 5 500 000 colonies de coliformes fécaux/100 mL (été);
- 500 colonies de coliformes fécaux/100 mL sur une moyenne géométrique mensuelle (en été) à respecter à l'effluent du système de désinfection U-V (avant photoréactivation).

A partir de ces données, le débit par lampe requis pour traiter un effluent primaire physico-chimique est évalué préliminairement à 0,39L/s en tenant compte des facteurs d'efficacité (0,7) et d'encrassement des lampes (0,7). Ce débit est environ deux à trois fois plus faible que celui qui serait requis si la désinfection U-V était précédée par un traitement secondaire tel que la biofiltration.

Le dosage calculé requis pour atteindre le degré de désinfection désiré est de 29 mW.s/cm².

Notons qu'il pourrait s'avérer intéressant du point de vue économique d'envisager l'utilisation de lampes U-V à moyenne pression. En effet, lesdites lampes, utilisées pour l'étude pilote à la CUM, présentent une intensité d'approximativement dix (10) fois supérieure à celles à basse pression. Le débit par lampe reste à définir à la CUM. De plus, les lampes à moyenne pression offrent la possibilité d'ajuster l'intensité U-V émise, ce qui permettrait de réaliser des économies importantes sur les coûts d'opération durant certaines périodes de l'année.

Une étape de filtration, installée en amont de la désinfection U-V a été étudiée pour vérifier l'impact de l'amélioration de la qualité d'un effluent primaire physico-chimique sur la désinfection U-V. L'analyse des résultats a montré que le

filtre permet de réduire les coliformes fécaux de 23% lorsque le débit à travers le filtre n'est que de 67% de son débit de conception prévu. Par contre, en réalité, cette diminution n'est pas significative puisque les coliformes enlevés sont retournés (via eau de lavage) en tête de la station d'épuration et recirculés dans l'ensemble du traitement. Une très faible amélioration de la transmission U-V (6%) est observée malgré la réduction plus importante des matières en suspension (55%). L'encrassement du filtre est rapide et le temps de filtration entre les lavages court. L'analyse des résultats obtenus au niveau du rendement du filtre (amélioration de la qualité de l'eau à désinfecter) et de son opération (encrassement) montre que ce type de filtre ne présente pas d'avantage marqué pour la désinfection U-V et qu'il ne semble pas approprié pour ce type d'application en eaux usées.

7 REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier les représentants des compagnies participantes suivantes pour la fourniture des unités pilotes de désinfection aux rayons ultra-violets et de filtration et pour leur soutien technique lors de la réalisation des essais:

- Trojan Technologies inc.
- Eco Equipement inc. (représentant de Trojan)
- Sonitec inc.

Nous remercions pour leur collaboration le ministère de l'Environnement du Québec (MENVIQ) et les villes de Bois-des-Filion et de Lorraine et également le laboratoire Analex inc. pour leur coopération au niveau de l'analyse des échantillons et de la transmission des résultats.

Nous remercions finalement la Ville de Laval - Service de l'environnemt qui a gracieusement permis que les unités pilotes soient installées à la station d'épuration Fabreville, ainsi que tout le personnel d'exploitation de la station d'épuration pour l'excellente collaboration qu'ils ont su nous accorder pour mener à bien notre programme d'essais pilotes de désinfection.

BIBLIOGRAPHIE

1. Municipal Wastewater Disinfection - Design Manuel. EPA/625/1-86/021. Environmental Protection Agency, Washington, D.C., 1986.

2. APHA. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 17e edition, American Public Health Association, Washington, D.C., 1989.

3. Communauté urbaine de Québec, projet no 333, Station de traitement des eaux usées - Essais pilotes sur la désinfection par rayons ultraviolets. Le Consortium PCRB. Québec, 1986.

CONTINUOUS PHOTOMETRIC MEASUREMENTS FOR WATER TREATMENT

Markus Frost*, Erich Huber
SIGRIST-PHOTOMETER AG
CH-6373 Ennetbürgen, Switzerland

1.) Introduction

Toxic emissions get more and more restricted. As a consequence, both engineering and analytics gain increasing importance. One method to continuously monitor polluants is photometry. It can be applied for recording, control and documentation purposes.

The aim of the present work is to show the usefulness of instruments with relatively simple optics allowing the rugged construction required for harsh environment.

2.) Realisation of long term measurements

Continous measurements are valuable, provided the following conditions are observed. The monitor must be stable over a long period, supply a signal at any time and sustain process environment. These conditions can be achieved with solidly constructed dual beam photometers.

Figure 1 shows the optical schematic of an instrument designed for the measurement of absorption. The light, emitted from a source, is separated into a sample and a reference

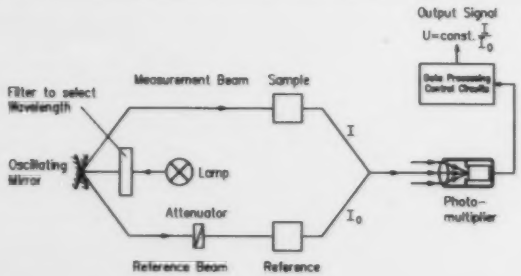


FIG. 1: OPTICAL SCHEMATIC OF A DUAL BEAM ABSORPTION PHOTOMETER

beam by a mirror oscillating at a frequency of several hundred cps. The sample flows through the measuring cell whereas the reference cell usually contains the solvent. Calculating the ratio of the intensites of the sample and the reference beam yields the correct measuring value. Since both beams come from the same source and hit the same detector, ageing of these components will not affect the measurement. Thus, the drift which would occure otherwise is suppressed.

3.) Applications

a.) Absorption

If light passes through an absorbing medium, its intensity I when leaving the sample is smaller than at the sample entrance (I_o). The ratio I/I_o of these two intensities is the transmission T. The negative common logarithm of T is called absorbance and is a measure of the absorbed light. Absorbance is correlated with the concentration of the material being measured. If monochromatic light is used, it is proportional to the concentration and the optical path. This is the well known Lambert-Beer law. The proportionality factor is called the extinction coefficient ε. For a given compound, it has a specific value at a given wavelength. Detailed information on absorption theory can be found in textbooks (e.g. Ref.1).

In water treatment chlorine is widely used as a disinfecting agent. In the presence of organics (bacteria etc.) toxic chlorinated hydrocarbons are formed. Thus, there is a tendency to replace it by ozone, wherever possible. Due to its explosiveness and its rapid natural decay, ozone cannot be bottled, and so it has to be produced on site. This is done by applying high voltage on air or oxygen in a generator. The electrical discharge breaks the chemical bond of an oxygen molecule thus splitting it in two oxygen radicals. Each of these radicals will combine with another oxygen molecule to form ozone. Even when the conditions in the generator (air flow, voltage) are kept constant, fluctuations in the output will occur. It is thus advantageous to monitor ozone in order to control these fluctuations. On figure 2, a spectrum of ozone is presented (extinction coefficient 3000 liter/mole cm, see Ref.2, concentration 4 g/m^3, optical path length 2 cm). The absorption maximum is at

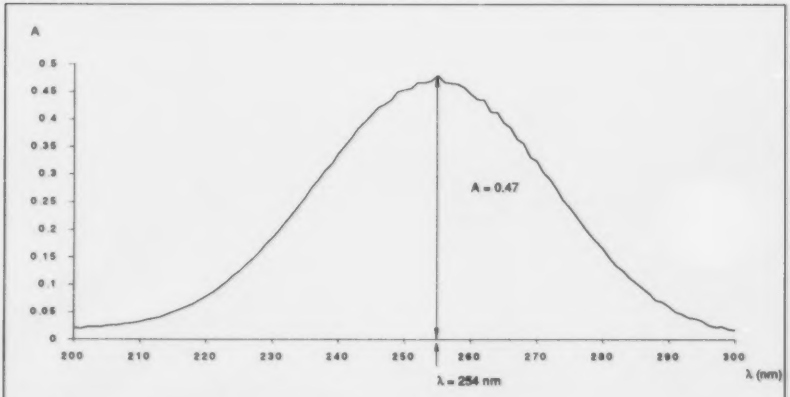


FIG.2: ABSORPTION SPECTRUM OF OZONE

254 nm. Since one of the mercury lines is at this wavelength, well-approved Hg-lamps can be used. The measurement is selective, since air does not absorb at 254 nm.

In order to get comparable ozone concentrations the measured values must be corrected for pressure and temperature to get the concentrations under normal conditions

(1 atm and 0 °C). The correct procedure is described in the IO_3A-standard (Ref.3). In some cases the values obtained on line are compared to data produced by titration in the laboratory. As a standard, the iodometric method is used (Ref.4). Here, the iodide ions in a solution are oxidized by the ozone to iodine. The number of formed iodine molecules is equal to the number of consumed ozone molecules. Titration of the iodine with thiosulphate gives a value proportional to the investigated ozone concentration. However, in many cases discrepancies between on-line photometry and off-line iodometry are observed (iodometric values tend to be lower). This may be caused by the natural decay of ozone in the time span from sampling to analysis. The handling of the titration is an additional source of errors.

Ozone after a generator can be, as pointed out, measured selectively. However, it occurs quite frequently, that the solution contains several similar compounds with overlapping spectra. An example are dissolved organics in rivers and lakes. Many of these compounds absorb at 254 nm and a selective measurement is not possible. However, measurements of the total absorption allows the registration as a sum. Since their separation is very time consuming, these compounds have been measured as a sum parameter for a long time (Ref.5). A frequently used laboratory method is the oxidation with sodium permanganate and the measurement of its consumption. The parameter which is determined this way, is called DOC ("dissolved organic carbon"). This method,

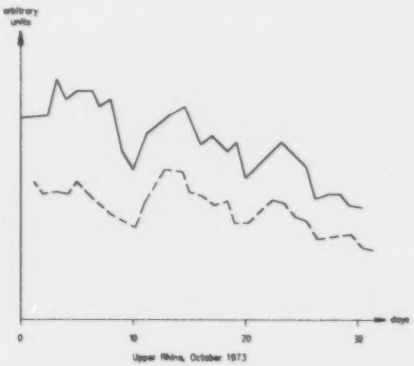


FIG.3: COMPARISON OF DOC WITH UV-MEASUREMENT

however, is not suitable for continuous measurement and the measurement of the UV-absorption at 254 nm as a sum parameter has been introduced. A comparison of both sum parameters is shown on figure 3 (Ref.6). A record over the period of a month for water of the upper Rhine is plotted for each method. Since both records are approximately parallel, both measurements contain the same information and a scaling factor can be used. Occasional laboratory tests are useful to confirm this correlation. In fact, sometimes no correlation at all is to be seen. This is the case if strong changes in compositon occur and the extinction coefficients of the relevant constituents vary considerably. So, even if the sum is constant, the UV-absorption may quite change with changing composition. This is illustrated on table 1.

DISSOLVED COMPOUND	SPECIFIC UV-ABSORPTION (Relative values, 254 nm)
Acetophenone	119
Pyridine	45
Humic Acids	38
Benzoic Acid	16
Phenol	4
Benzene	1

TABLE 1: SPECIFIC UV-ABSORPTION

Shorter wavelengths than 250 nm are not recommended because of the strong absorption of nitrate. In fact, NO_3^--concentration is usually measured in the vicinity of 220 nm. The nitrate concentration is one of the process parameters in sewage plants. Efforts have been made to study the automation and monitoring of the sewage processes (Ref.7). Among other results, the feasibility of the continuous nitrate-measurement (after nitrification) in the UV-range was proven (Ref.8). However, special care has to be taken for sampling and interferences with other materials. The spectra of potential interferents in a sewage plant is plotted on figure 4 (Ref.9). Beside the nitrate (NO_3^-), organics (e.g. humic acids) as well as nitrite (NO_2^-) absorb at the measuring wavelength (220 nm). Due to the

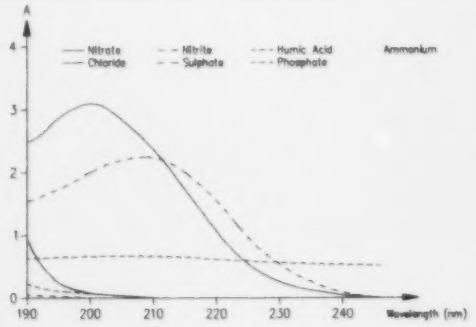


FIG.4: ABSORPTION SPECTRA OF POSSIBLE COMPOUNDS IN SEWAGE

relevant microbiological processes the nitrite concentration is negligible and the organic compounds are sufficiently decomposed after nitrification. A further condition for this measurement is the removal of solids. This is done by sieves and subsequent ultrafiltration. A schematic of a continuously working ultrafilter is shown on figure 5 (Ref.10). The sample passes through a cylindrically shaped housing. Perpendicular to the the flow direction it passes through the membrane where it is seprated from solids. The main stream passing

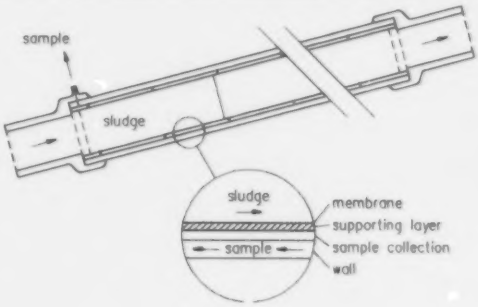


FIG.5: CONTINOUS ULTRAFILTRATION

through the pipe takes the solid deposits from the membrane. This effect extends the maintenance intervals. Filtration prevents interferences due to suspended matter. However, regrowth of particles (crystals, organisms) on the window surfaces will still take place. This will eventually lead to a solid layer and incorrect readings. The formation of this layer can be suppressed by regularly flushing the measuring cell with hydrochloric acid. Another way to prevent incorrect readings, without the use of any chemical, is given by the dual beam photometry: the sample is passed through a cell in the measuring beam and through a shorter cell in the reference beam. All absorption common in both cells, including the absorption due to window pollution, is cancelled out. Therefore the difference between the two cell thicknesses is the effective optical path.

The quality of water is determined not only by the concentration of toxic polluents but also by the color: colored water is of poor quality whether it is toxic or not. For color measurement standards have been defined. One of these standards is the APHA- or HAZEN-scale for yellow liquids. It is described by the ISO (Ref.11). The standard solution is prepared by dissolving sodium hexachloroplatinate and Cobalt(II) chloride in hydrochloric acid. A spectrum of a 500 HAZEN-standard is given in figure 6. A solution is in agreement with the ISO-norm if it has the standardized absorption values at 430 nm, 455 nm, 480 nm and 510 nm. The HAZEN number of a sample is then determined by visual comparisons with dilutions of the standards. Strictly according to the norm, instrumental measurements are not permitted (except for testing the standard itself). In spite of this restriction, photometers, calibrated with a HAZEN standard, are widely used. One reason is the required sensitivity: "color" has to be measured before it becomes visible. Another reason is the need for automation: in order to ensure continuous water quality, water has to be measured continuously.

b.) Light Scattering

Another characteristic of water quality is its turbidity. In most cases it is measured by light sacttering. The nature of the scattering depends on the color of the light and the properties of the particles and the medium. A further discussion can be found in Ref.12.

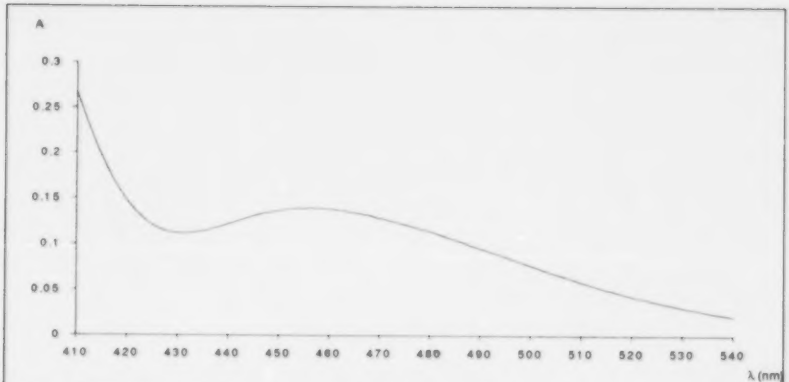


FIG.6: ABSORPTION SPECTRUM OF A 500 HAZEN STANDARD

In the present work, the dependence of the scattered light intensity from the partcle size distribution will be briefly discussed. For SiO_2 in water this distribution is presented on figure 7 (Ref.13). It has been calculated according to the Mie-theory for two Gaussian-like (σ=30%) particle size distributions at a wavelength of 550 nm (note the logarithmic scale).

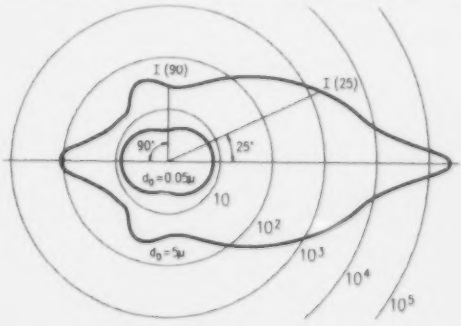


FIG.7: SCATTERED LIGHT INTENSITIES AT TWO DIFFERENT PARTICLE SIZE DISTRIBUTIONS - EXAMPLE: SiO_2 IN WATER

The maximum of the small particles was 0.5 µm, for the large particles it was 5 µm. In both cases the same total volume was used. Two major differences can be noted. Generally, large particles scatter more then small particles. Large particles scatter predominantly in forward direction whereas small particles scatter almost isotropically. These differences can be used for measurements in e.g. sewage plants.

In the effluent, biologically degradable components (microorganisms) are to be controlled. A frequently used method is the biological oxygen demand (BOD). It is determined by the consumption of oxygen, usually within the period of 5 days. Accordingly, the results are available with a delay of 5 days. Continuous recording of the suspended organic material is, to some extent, possible by measuring scattered light (turbidity measurement). Whereas microorganisms are larger than 1 µm, the inorganic particles (minerals) are substantially smaller. Thus, microorganisms cause, particularly in forward

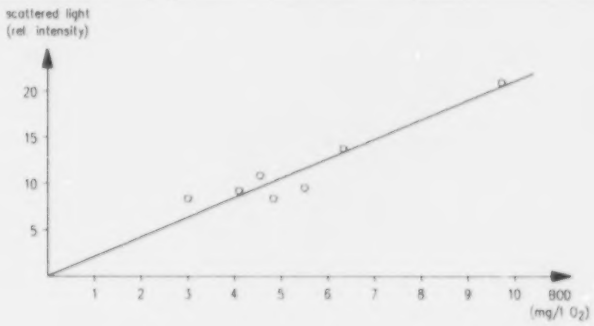


FIG.8: COMPARISON OF 25°-TURBIDITY MEASUREMENT WITH BOD-MEASUREMENT

direction, more scattered light. If measurements are carried out at 25°, the error caused by small particles is in the order of 10%, which is approximately the same as in the case of BOD-measuremnt. A comparison of the two methods is seen on figure 8 (Ref. 14). With all the problems in mind, the agreement is satisfactory. Cell pollution can be avoided using

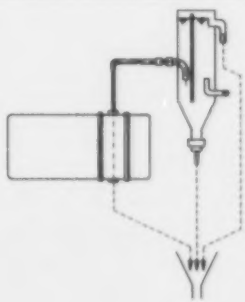


FIG.9: DEAERATION TANK

a system with a free falling sample stream. In order to keep the water flow and pressure constant, it is pumped into a deaeration vessel as shown on figure 9. Here the water level is kept constant. All excess water will leave through the overflow pipe.

4.) Conclusions

In water treatment and quality control, there has been a growing demand for automation as well as for continuous quality control. The increasing requirements include sampling systems and analytical instruments. Photometry solves many analytical problems and can be applied for continuous measurements, provided long term stability is accomplished. This is the case with dual beam photometers.

References :

1.) D.A.Skoog, D.M.West: "Fundamentals of Analytical Chemistry" (Saunders College Publishing, 1982).

2.) The extinction coefficient 2999 liter/mol cm is given by : National Bureau of Standard, U.S., J.Phys.Chem.Ref.Data 2, 267-311(1973); the value 3024 liter/mole cm is given by W.B.De More, J.C.Romanovsky, M.Feldstein, W.J.Hamming, P.K.Mueller: "Comparison of Oxidant Calibration Procedures", in *California Air Resources Board, Teb 3* (1975) p.7.

3.) Photometric Measurement of Low Ozone Concentrations in the Gas Phase, International Ozone Association Standardisation Committee, 008/89 (F).

4.) Iodometric Method for the Determination of Ozone in a Process Gas, International Ozone. Association Standardisation Committee - Europe, 001/87 (F).

5.) H.Sontheimer: "Chemische Parameter der Gewässerverschmutzung", Chemie in unserer Zeit, 6, 175-183 (1972).

6.) H.Sontheimer, W.Weindel, Hydrochem.hydrogeol.Mitt. 1, 55-70, (1974).

7.) E.Böhm, T.Hillenbrand, P.Kunz, M.Corley: "Untersuchung zur Verbesserung der Prozeßstabilität bei der Stickstoffelimination in kommunalen Kläranlagen", in: *Endbericht zum BMFT*-Forschungsvorhaben 02-WA 8816, Vol.1, edited by Fraunhofer-Institut für Systemtechnik und Innovationsforschung (Karlsruhe, 1991).

8.) Tested was a Sigrist Process Photometer KA100.

9.) M.Frost, E.Huber, T.Hillenbrand: "Kontinuierliche Nitratmessung in Kläranlagen", Abwassertechnik 6, 28 (1991).

10.) G.Ermel: "Stickstoffentfernung in einstufigen Belebungsanlagen. Steuerung der Denitrifikation", Thesis TU Braunschweig (1983).

11.) ISO 6271, 1st edition, 1981-02-01,"Clear liquids; Estimation of colour by the platinum-cobalt scale".

12.) E.Huber: "Die Trübungsmessung: Grundlagen Anwendungen und Grenzen", in *Proceedings of the* 22nd Congress of the European Brewery Convention, edited by the European Brewery Convention (Oxford University Press, Oxford 1989) (english translation available from authors).

13.) M.Frost, R.Christen, E.Huber: "Reliable Measurements with Double Beam Process Photometers", Process Control and Quality, Vol.3 (in press).

14.) W.Sigrist, Vom Wasser, 44, 187-201 (1975).

RECHERCHE SUR L'OPTIMISATION DU SITE DE REJET DES EAUX USÉES TRAITÉES PAR MODÉLISATION NUMÉRIQUE

par

Nicolas K. Gidas, ing., Ph.D.
Direction de la qualité des cours d'eau
Ministère de l'Environnement
930, chemin Sainte-Foy, 2e étage
Québec, Québec
G1S 2L4
CANADA

Jean-Claude Tessier, ing., M.Sc.
Direction Recherche et Encadrement
Vice-présidence Environnement
Hydro-Québec
1010, rue Sainte-Catherine est
Montréal, Québec
H2L 2G3
CANADA

RÉSUMÉ

Le choix optimum du site d'évacuation des eaux usées traitées d'une usine d'épuration a été étudié de façon à rationaliser le degré de traitement des eaux usées et minimiser l'impact négatif des effluents sur la qualité des cours d'eau. Cette méthodologie d'optimisation est basée sur l'utilisation des modèles numériques DISPER que nous avons développés dans le cadre d'une entente entre le ministère de l'Environnement du Québec et l'Hydro-Québec; les modèles DISPER permettent de simuler la propagation hydrodynamique de la pollution et de calculer les profils de concentration des eaux usées traitées dans le temps et dans l'espace.

ABSTRACT

The optimum choice of the evacuation site of treated wastewater from a purification station has been studied in the manner to rationalize the degree of treated wastewater and to minimize the negative impact of the effluents on the quality of water. This optimisation methodology is based on the using of numeric models named DISPER that we have developed in the context of an agreement between the Environment ministery of Quebec and Hydro-Québec; the DISPER models permit to simulate the hydrodynamic propagation of the pollution and to calculate the concentration of the treated wastewater in the time and space.

1. INTRODUCTION

Le but de la présente communication est de résumer quelques résultats de recherches destinées à établir une méthodologie globale permettant d'effectuer un choix optimum du site d'évacuation des eaux usées traitées d'une usine d'épuration de façon à rationaliser le degré de traitement des eaux usées et de minimiser l'impact négatif des effluents traités sur la qualité des cours d'eau. Cette méthodologie globale s'appuie sur l'utilisation des modèles numériques DISPER que nous avons développés dans le cadre d'une entente bilatérale entre le ministère de l'Environnement du Québec et l'Hydro-Québec.

L'optimisation du site de rejet est nécessaire, entre autres, pour de nombreux projets dans le cadre de l'assainissement des eaux et elle a été étudiée par GANOULIS et KRESTINIDIS [1982] et par d'autres. Toutefois, aucune des études réalisées ne traite de l'optimisation du site de rejet des eaux usées traitées par simulation numérique en fonction de l'ensemble des paramètres du système "station d'épuration-effluent-écoulement récepteur"; le présent article étant la suite des études [GIDAS, 1989] et [GIDAS et TESSIER, 1990,1991], il vise les objectifs suivants:

- résumer les principaux paramètres requis du système "effluent-écoulement récepteur" pour optimiser le site du rejet des eaux usées traitées en fonction du site de l'usine d'épuration ainsi que des paramètres de son exploitation;

- présenter les bases de la méthodologie et des modèles numériques DISPER permettant de simuler le transport, la dilution et la dégradation de la masse polluante de l'effluent; cette simulation permet de calculer la capacité d'acceptation du milieu aquatique en fonction du degré de traitement des eaux et des exigences environnementales;

- appliquer la méthodologie élaborée à un projet concret; discuter quelques résultats obtenus sur le profil de concentration des eaux usées traitées en fonction des paramètres d'exploitation de l'usine d'épuration et des objectifs environnementaux.

2. MÉTHODOLOGIE D'ÉTUDE

2.1 GÉNÉRALITÉS

Pour minimiser l'impact négatif des eaux usées sur l'environnement, on agit sur les sources de pollution et on construit des stations d'épuration adéquates. Néanmoins, compte tenu des coûts très élevés des techniques d'épuration selon le degré de traitement choisi, il serait préférable d'utiliser au mieux les possibilités naturelles du transport, de la dispersion et de la dégradation des polluants. La méthodologie établie doit permettre le choix, parmi plusieurs sites de rejet possibles d'un effluent industriel ou urbain dans le milieu récepteur de celui qui offre les meilleurs garanties de protection des zones sensibles. Il s'agit donc du choix optimum du site de rejet qui assurerait une bonne dilution de rejet dans les zones aquatiques concernées compte tenu des caractéristiques hydrodynamiques du milieu récepteur ainsi que de l'ensemble des caractéristiques du système "usine d'épuration-écoulement récepteur".

Un point de rejet sera acceptable si les concentrations des polluants qu'il entraîne sont compatibles avec les normes de qualité d'eau à respecter dans les zones sensibles à protéger. Il est essentiel de respecter la capacité d'acceptation du milieu récepteur vis-à-vis de la vie qu'il contient et du risque de retour à l'homme de la pollution rejetée. La méthode d'optimisation consiste à appliquer successivement le calcul à plusieurs points de rejet dans l'ordre décroissant des avantages généraux qu'ils présentent (économie, facilité, proximité de la station

d'épuration existante ou projetée, etc.) et l'on s'arrêtera dans cette recherche au premier point statisfaisant la condition d'acceptatbilité mentionnée ci-dessus.

La méthodologie pour le choix optimum du site de rejet d'un émissaire est basée sur les modèles numériques DISPER que nous avons récemment développés; les caractéristiques de ces modèles se résument comme suit:

- modèle simplifié ultra convivial (DISPER-S);
- modèle bidimensionnel de dispersion basé sur la méthode des éléments finis (DISPER-2D);
- modèle bidimensionnel hydrodynamique (DISPER-2DH).

Ces modèles ont été étalonnés à l'aide de mesures "in situ" et ils sont par la suite utilisés pour calculer le profil de concentrations de la masse polluante selon diverses conditions hydrodynamiques, météorologiques, bathymétriques et physicochimiques du système "effluent-écoulement récepteur" et selon différents modes d'exploitation de l'usine d'épuration. Grâce à un calcul complexe et répétitif effectué à l'aide de nos modèles DISPER pour les diverses variantes et par approximations successives, nous pouvons ainsi déterminer l'emplacement optimum de l'émissaire submergé en fonction de la capacité d'acceptation du milieu récepteur, du degré de traitement des eaux et des objectifs environnementaux.

2.2 DONNÉES DE BASE - RELEVÉS SUR LE TERRAIN

Les caractéristiques de l'effluent et celles du milieu récepteur sont requises pour définir le cheminement de calcul dans l'organigramme global [GIDAS, 1989]. Ces données de base n'étant pas toujours disponibles, on doit organiser des campagnes de relevés sur le terrain avec un système d'acquisition des données parfois sophistiqué et procéder à des mesures courantométriques, marégraphiques, bathymétriques, densimétriques et thermiques ainsi qu'à des essais de diffusion à l'aide d'un colorant (rhodamine WT); en outre, ces mesures "in situ" sont indispensables pour bien connaître le phénomène réel et étalonner les modèles.

La localisation de l'usine d'épuration, les trajets possibles de son émissaire et tous les éléments relatifs au coût de sa réalisation, doivent être préalablement définis; le type et le niveau d'épuration de l'effluent avant rejet pourront, dans certains cas, constituer non pas une donnée de base mais un résultat de l'étude sur la dispersion de la masse polluante dans le milieu récepteur.

Les caractéristiques physicochimiques et bactériologiques de l'effluent à la source ainsi que l'existence d'autres sources de pollution en amont et la possibilité d'une superposition des panaches doivent être prises en considération. La nature et la localisation des usages ainsi que les objectifs environnementaux doivent être clairement identifiés.

À part les propriétés physiques classiques des eaux réceptrices telles que la densité, la salinité, la température et la turbulence qui peuvent avoir une grande

importance surtout à la sortie de l'émissaire [JIRKAS, 1992], d'autres paramètres à déterminer et qui règlent la dilution et la dégradation des polluants, sont les coefficients de dispersion K_x, K_y, K_z et le coeffient λ caractérisant la mortalité des bactéries.

2.3 PRINCIPE DE LA MISE EN ÉQUATION

Les caractéristiques du système "effluent-écoulement récepteur" permettent d'identifier sur l'organigramme global [GIDAS, 1989] le cheminement de calcul à suivre; chaque cheminement de calcul est basé sur un système d'équations décrivant la remontée de l'effluent vers la surface libre (ou la descente vers le fond) et le transport horizontal par les courants. Le modèle simplifié DISPER-S et le modèle DISPER-2D supposent la connaissance du champ de vitesse de l'écoulement récepteur et ils permettent de calculer le champ de concentration dans le panache de l'effluent alors que le modèle hydrodynamique DISPER-2HD permet justement de calculer ce champ de vitesse de l'écoulement récepteur. Les équations générales pour les modèles DISPER sont:

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u\frac{\partial u}{\partial x} + v\frac{\partial u}{\partial y} - f_x = -\frac{1}{\rho}\frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial z}\left(\nu_t \frac{\partial u}{\partial z}\right) \qquad (1)$$

$$\frac{\partial v}{\partial t} + u\frac{\partial v}{\partial x} + v\frac{\partial v}{\partial y} - f_y = -\frac{1}{\rho}\frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z}\left(\nu_t \frac{\partial v}{\partial z}\right) \qquad (2)$$

$$\frac{1}{\rho g}\frac{\partial P}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}\int_o^h u\,dz + \frac{\partial}{\partial y}\int_o^h v\,dz = 0 \qquad (3)$$

où u (x,y,t) et v (x,y,t,) sont les composantes de la vitesse de l'écoulement récepteur sur un plan; P (x,y) = la pression par rapport à la pression hydrostatique; h (x,y) = profondeur d'eau; f = 2 w sin ϕ = coefficient de Coriolis (w = vitesse de rotation de la terre, ϕ = latitude en degrés); ν_t = viscosité turbulente.

Le système des équations (1), (2) et (3) est intégré en utilisant des algorithmes aux éléments finis; la contrainte de frottement est appliquée selon l'intensité du vent. Une fois les vitesses de courant u (x,y,t) et v (x,y,t) obtenues, la concentration C (x,y,t,) de la charge polluante peut être calculée de l'équation du transport dispersif suivante:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(u \cdot C) + \frac{\partial}{\partial y}(v \cdot C) = \frac{\partial}{\partial x}\left(\nu_x \frac{\partial C}{\partial x}\right) + \frac{\partial}{\partial y}\left(\nu_y \frac{\partial C}{\partial y}\right) - \lambda C \qquad (4)$$

L'équation (4) a été résolue par intégration numérique dans le cas du modèle DISPER-2D alors que dans le cas du modèle DISPER-S par voie analytique [GIDAS, 1989]. La valeur de λ dépend de la température, de l'agitation des eaux naturelles, de la composition des eaux, de l'importance du rejet et des conditions du mélange [HOLZBECHER, 1991] et elle peut varier, à titre d'exemple, autour de 0,06/heure pour les coliformes et autour de 0,14/heure pour les nitrates.

En outre, le profil de vitesse dans le cône de diffusion au voisinage du point de rejet pour le modèle DISPER-S est calculé à l'aide des équations données par GIDAS et TESSIER [1991] ainsi que des équations suivantes:

$$W = W_m \exp[-(r/b)] \tag{5}$$

$$W_m = [(u_x + V_o \cos\theta)^2 + (U_z)^2]^{0,5} \tag{6}$$

$$u_z = \alpha V_0^2 + \beta \left(\frac{\rho_r}{\rho_e}\right)^x \tag{7}$$

$$\frac{u_x}{U_*} = \frac{1}{K} \ln\left(\frac{z}{L}\right) \tag{8}$$

$$U_* = \left(\frac{\tau o}{\rho r}\right)^{0,5} \tag{9}$$

$$\tau_0 = f_1\ (\rho_s, \rho_r, d_{50}) \tag{10}$$

$$L = f_2\ (d_{65}) \tag{11}$$

où: ρ_s = densité de granulats (sédiments) du fond; d_{50} = diamètre équivalent de grains (50 %); b = coefficient défini dans la référence [5]; u_x (x,z) = vitesse longitudinale de l'écoulement récepteur à la côte z; Vo = vitesse de l'effluent à la sortie de l'émissaire; θ = angle de l'axe de l'émissaire avec l'horizontal; ρ_r (z) = densité de l'écoulement récepteur; ρ_e = densité de l'effluent à la sortie de l'émissaire; K = constante de Karman (= 0,4); L = longueur caractéristique de la rugosité; α, β = coefficients définis en fonction des paramètres Vo, H, ρ_r/ρ_e selon les conditions aux limites; H = profondeur du point de rejet.

3.3 CARACTÉRISTIQUES DES LOGICIELS DISPER

Chaque logiciel DISPER comprend trois principaux modules: un prétraitement, un bloc de solution et un poste traitement. Les logiciels utilisent une architecture rendant indépendant pour les modules (figure 1). L'utilisation d'une conduite standardisée pour effectuer les liens entre les modules et le périphérique d'entrée et de sortie assurent sa portabilité sur les principaux équipements en micro-informatique (micro-ordinateur et station de travail). L'utilisation du calcul en parallèle permet de réduire le temps de calcul d'un facteur important.

Le module de prétraitement inclut plusieurs fonctions dont la création des conditions limites à l'aide d'un chiffrier numérique, l'appel d'un ou de plusieurs fichiers ou une construction automatique à l'aide d'une souris. Ce module comprend un mailleur automatique ultra-convivial permettant la création de maillages complexes en quelques minutes. Les conditions limites ainsi que la description des caractéristiques du maillage permettent de voir la maille et d'y effectuer les corrections si nécessaire.

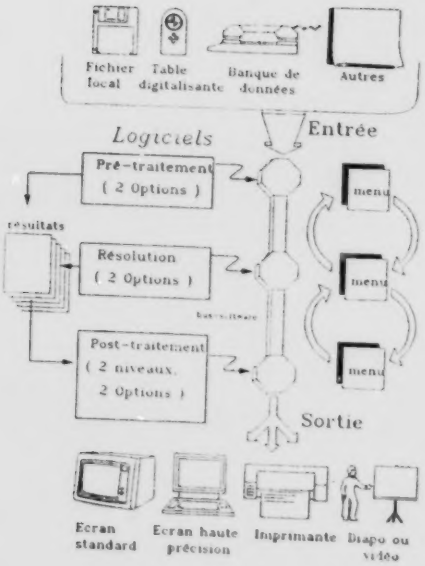


Figure 1 - Structure des logiciels

Le module de solution contient l'ensemble des éléments finis spécialisés pour les écoulements en charge et à surface libre. L'utilisateur définit la précision désirée et suit la convergence grâce à une présentation sous forme graphique ou tabloïde. Les principales fonctions du bloc de solution sont programmées en langage assembleur pour utiliser au maximum la présence d'un coprocesseur mathématique et dimunuer le temps de calcul. Le module de post-traitement peut traiter directement les données en provenance du pré-traitement et du module de solution. Des nombreux paramètres hydrauliques peuvent être analysés de façon combinée. La modularité des logiciels assure l'ajout de nouvelles fonctions à coût et délais faibles.

2.4 PROCÉDURE D'OPTIMISATION

La procédure d'optimisation consiste à trouver un optimum économique entre l'efficacité de l'émissaire et un traitement d'épuration plus ou moins poussé. Pour cela, il faut pouvoir prédire le cheminement et la dispersion du polluant dans le milieu récepteur, en calculer les concentrations résiduelles en tout point pour connaître son impact sur les zones sensibles. Considérons une station d'épuration avec un émissaire et un point de rejet des eaux usées traitées à localiser dans un cours d'eau récepteur; l'usage critique à protéger se trouve en aval et à l'endroit U (fig. 2a).

Pour chaque point de rejet considéré et pour un débit donné de l'émissaire, on a une concentration du polluant critique au site de l'usage U. On établit, à l'aide des modèles numériques DISPER la courbe de variation de la concentration relative du polluant critique (C/C_o) en fonction de la longueur submergée de l'émissaire ΔL (ou en fonction des différents points de rejet considérés P_1, P_2...P_n) ainsi que la courbe de la variation de cette même concentration en fonction du degré de traitement des eaux usées Dt (fig. 2b).

En outre, on établit sur la même figure la variation du coût A de l'émissaire en fonction de sa longueur ΔL (partie submergée) ainsi que la variation du coût B pour le traitement des eaux usées en fonction du degré de ce traitement; notons que les courbes de la figure 2b pourraient, dans la pratique, avoir des formes différentes.

Avec une longueur ΔL de l'émissaire, on aura au site de l'usage la concentration relative $(C/Co)_1$; pour respecter la capacité d'acceptation du milieu à l'endroit U de l'usage on doit appliquer un traitement des eaux usées suffisamment poussé pour réduire la concentration relative $(C/Co)_1$ à l'objectif de qualité de l'eau défini par la concentration maximale acceptable (C/Co)u que l'on désigne généralement par l'expression "norme de qualité". À cet effet, le degré de traitement requis (fig. 2b) doit être égal à $(Dt)_u - (Dt)_1 = \Delta (Dt)$; le coût pour ce degré de traitement des eaux usées sera égal à $(B_u - B_1)$ et le coût global C_t pour l'émissaire et pour le traitement des eaux sera $C_t = A_1 + B_u - B_1$.

En supposant que le coût global C_t en fonction de ΔL varie selon la courbe de la figure 2c, on déduit de cette dernière figure la longueur optimale de l'émissaire $(\Delta L)_o$; pour cette longueur optimale et pour une courbe donnée de la figure 2d, on trouve le degré requis de traitement optimum $\Delta (Dt)_o$ des eaux usées à la station d'épuration.

Avec les paramètres calculés $(\Delta L)_o$ et $\Delta (Dt)_o$ on aura l'optimum recherché entre l'efficacité de l'émissaire et le traitement d'épuration des eaux usées pour protéger l'usage critique à l'endroit U. Pour un point de rejet optimum P_2 (fig. 2a) et pour une direction de l'écoulement récepteur variable sous l'effet de la marée et des vents, on applique la procédure de calcul suivant différentes directions à partir du point de rejet en tenant compte des conditions hydrodynamiques critiques pour chaque direction; on établit ainsi un polygone A_1, A_2...A_6 dont la surface intérieure délimite la zone de dépassement des normes relatives à un usage donné par rapport au point de rejet P_2.

3. RÉSULTATS ET DISCUSSIONS

Le modèle DISPER-S a été appliqué sous sa forme initiale et au cours de son évolution à différents projets d'assainissement des eaux; nous résumons ci-dessous deux applications de ce modèle numérique. On doit d'abord préciser que pour simplifier les exemples, nous avons considéré que la concentration initiale C_o à la sortie de l'émissaire est égale à 10^2 ppm.

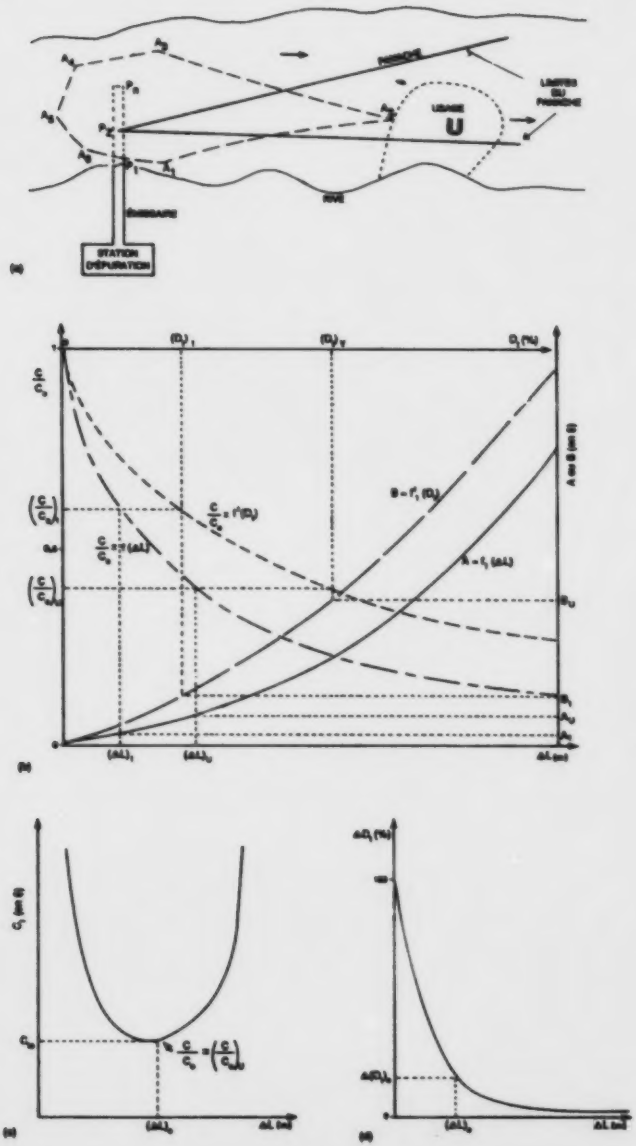


Figure 2. SCHÉMA DU SITE DE REJET ET DES PARAMÈTRES À OPTIMISER: (a) SITE DE REJET; (b) VARIATION DE Φ_{D_1}, DE A ET DE B EN FONCTION DE ΔL ET DE D_1 ; (c) VARIATION DE ΔL EN FONCTION DE C_1 ; (d) VARIATION DE ΔL EN FONCTION DE ΔD_1 .

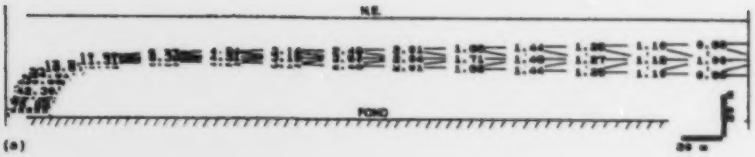
Dans le cas du projet de l'effluent municipal de la Communauté urbaine de Québec (usine d'épuration de l'Est), les caractéristiques considérées de l'effluent sont: débit (Q_o = 5,38 ms), profondeur d'eau au point de rejet (H = 48 m), diamètre de l'émissaire à la sortie (D_o = 2,13 m), vitesse de l'effluent à la sortie (V_0 = 1,51 m/s); la vitesse moyenne de l'écoulement récepteur a été supposée égale à 0,5 m/s pour une marée descendante et à 0,10 m/s pour une marée montante. Les données de base ci-dessus introduites au modèle sont approximativement les mêmes avec les données observées lors des tests de diffusion en 1982 et les résultats de calcul sont comparables à ceux mesurés sur le terrain.

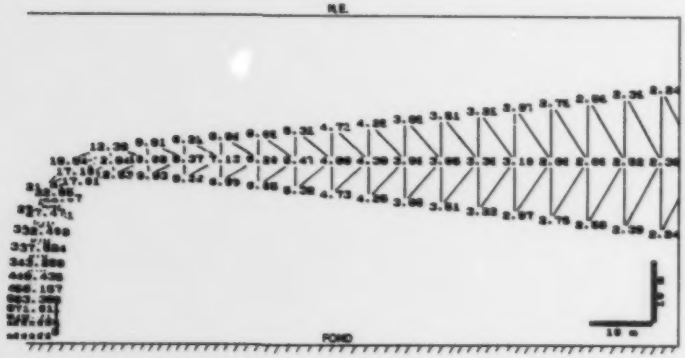
La figure 3 montre les résultats de calcul pour un profil vertical du cône de diffusion alors que les profils transversaux des concentrations à une distance égale à 200 m à partir du point de rejet est donné sur la figure 4. La distance horizontale calculée entre le point de rejet et le point de remontée du panache à la surface libre est égale à 835 m pour une marée descendante et 210 m environ pour une marée montante.

Les principaux objectifs, pour le fleuve Saint-Laurent, sont la récupération d'activités de contact primaire avec l'eau et la protection des prises d'eau potable existantes; la contamination bactériologique est actuellement le polluant critique limitant la pratique des usages de contact primaire (plage Jacques-Cartier, Baie de Beauport) en plus de constituer un risque pour la qualité de l'eau potable (prises d'eau de Lévis, de Saint-Romuald et de Sainte-Foy). L'exigence est le non dépassement de 20000 coliformes fécaux/100 ml à la sortie de l'effluent.

L'efficacité de deux têtes de diffusion remplacées récemment à la sortie de l'émissaire devrait être vérifiée par une étude de dispersion de la masse polluante en fonction des paramètres actuels de l'usine d'épuration et des conditions hydrodynamiques critiques dans le fleuve Saint-Laurent [GIDAS, 1991].

L'émissaire de la ville La Baie est enfoui dans le fond de la baie des Ha! Ha! et son point de déversement est situé [GIDAS, 1986] à 20 mètres environ de profondeur à marée basse moyenne. La longueur de l'émissaire entre l'usine d'épuration des eaux usées et la ligne des hautes eaux de la baie des Ha! Ha! est d'environ 680 m et son diamètre effectif est égal à 0,6 m. Le débit moyen de l'effluent est égal à 0,144 m^3/s et la vitesse moyenne de l'écoulement à la sortie de l'émissaire est égal à 0,51 m^3/s. La baie des Ha! Ha! se distingue par une stratification thermique et saline; cette stratification au point de rejet de l'effluent est composée d'une couche de 10 à 15 m d'eau relativement douce en surface et d'une couche profonde et salée représentative des eaux à caractère arctique; le profil de température d'eau introduit au modèle est celui enregistré au mois d'août 1983 (1 °C dans le fond et 12 °C environ à la surface); la courbe de la stratification densimétrique a été calculée en fonction de ce profil de température. Le profil vertical du cône de diffusion dans le milieu lacustre pour une vitesse u_z = 5 cm/s est donnée sur la figure 5; pour une vitesse u_z = 0 l'axe du cône de diffusion coïncide avec l'axe vertical z.





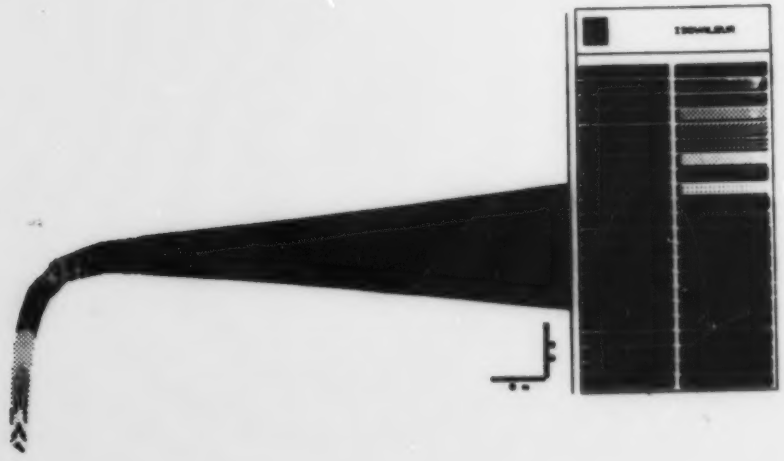


Figure 3. PROFIL VERTICAL DU CÔNE DE DIFFUSION DE L'EFFLUENT DE LA CUO (STATION EST): (a) CONCENTRATION À MARÉE DESCENDANTE; (b) CONCENTRATION À MARÉE MONTANTE; (c) ISOVALEURS À MARÉE MONTANTE.

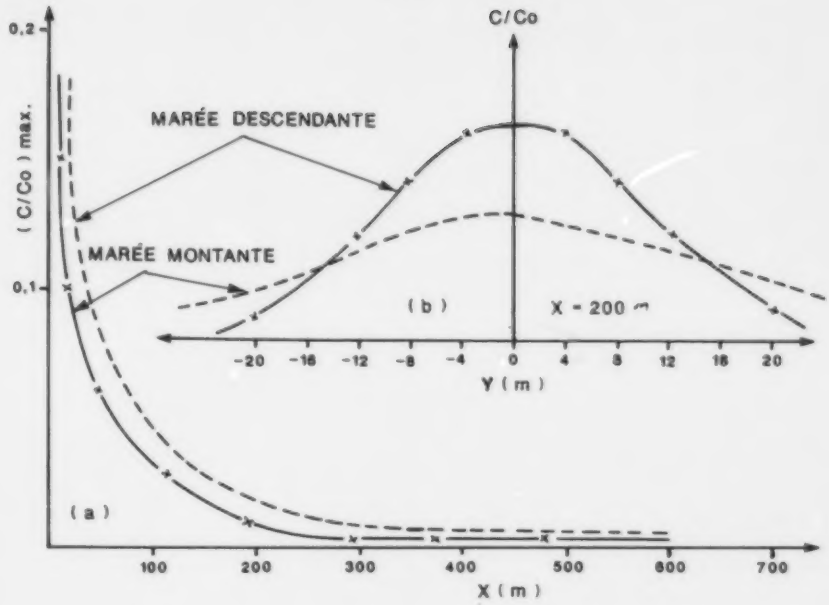


FIGURE 4. PROFIL DES CONCENTRATIONS RELATIVES : a/LONGITUDINAL AXIAL ; b/ TRANSVERSAL HORIZONTAL

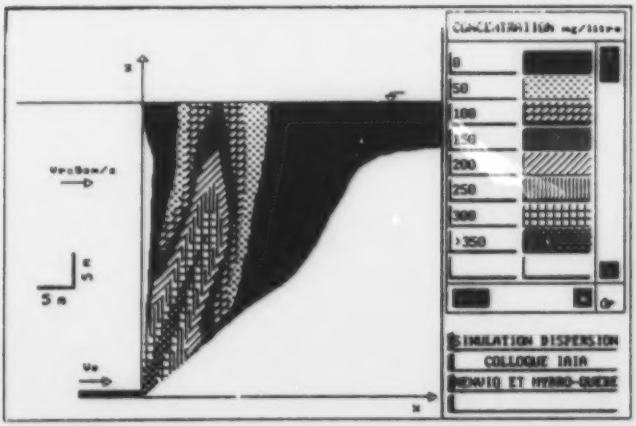


FIGURE 5. PROFIL VERTICAL DU CONE DE DIFFUSION DE L'EFFLUENT MUNICIPAL DANS LA BAIE DES HAI HAI POUR U_x = 5 cm/s

5. CONCLUSION

La méthodologie utilisée par voie de programmation numérique pour optimiser le site de rejet des eaux usées traitées est d'une importance majeure pour la conception et l'exploitation des usines d'épuration ainsi que pour évaluer et gérer de façon optimale l'impact des eaux usées traitées sur la qualité des cours d'eau. Le degré de traitement et les conditions de rejet en milieu aquatique de l'effluent doivent être définies en fonction de la capacité limite d'acceptation du milieu; celle-ci dépendant elle-même du pouvoir de dégradation de l'écoulement récepteur vis-à-vis de la masse polluante rejetée, des conditions de dispersion de l'effluent et des objectifs environnementaux définis par des normes caractérisantes les usages critiques.

6. RÉFÉRENCES

1. GANOULIS J et KRESTENITIS, J [1982], Choix du site optimum d'évacuation des eaux usées dans une région côtière, XVIIèmes journées de l'Hydraulique, l'assainissement de demain, S.H.F., question V, n° 9, pp 1 - 6, Nantes.

2. GIDAS, N.K. [1986], Localisation de l'émissaire de la Baie, Expertise sur le comportement du régime hydrodynamique des eaux du récepteur et sur la dispersion des eaux de l'effluent municipal, rapport n° EMA 85-126, DQCE, ministère de l'Environnement, Québec

3. GIDAS, N.K. [1989], Recherche expérimentale et organisation des calculs numériques sur la dispersion-diffusion d'un effluent, compte-rendu, XXIIIe congrès AIRH, vol.D, pp.213-220, Ottawa

4. GIDAS, N.K. et TESSIER, J.C. [1990], Modélisation de l'hydrodynamique-dispersion pour évaluer l'impact des effluents sur la qualité des cours d'eau, compte rendu, IAIA'90, 9e Congrès, pp. 74-76, Lausanne.

5. GIDAS, N.K. et TESSIER, J.C. [1991], Recherche sur la similitude entre le cône de diffusion d'un traceur et celui d'un effluent. Modèles raffinés d'écoulements, Compte rendu, XXIV congress AIRH, vol. C, pp. 579-586, Madrid.

6. GIDAS, N.K. [1991], Lignes directrices en vue d'une étude de dispersion-diffusion des eaux rejetées au fleuve Saint-Laurent par les émissaires Québec et Sainte-Foy suite aux modifications aux têtes des diffuseurs, rapport n° QE-92-20, page 13, DQCE, ministère de l'Environnement, Québec.

7. HOLZBECHER, E. [1991], Coupled model for transport in flow field, biological or chemical degradation or radioactive decay, preceedings, XXIV Congress AIRH, vol. C, pp. 291-298.

8. JIRKA, J.H. [1992], In support of expermimental hydraulics: three examples from environmental fluid mechanics, J. H.R., V. 30, N° 3, pp. 293-301.

Les réseaux d'égouts alternatifs : sous vide pression et à faible diamètre

(Alternative Wastewater Collection Systems: Vacuum, Pressurized and Low Diameter)

P. Dugré,
Société Québécoise d'Assainissement des Eaux,
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

ZEBRA MUSSEL CONTROL IN THE GREAT LAKES REGION

by
Gabriel S. Timar M.E.A.I.E., M.I.E.K.
Chair
School of Civil and Resources Engineering Technology
Faculty of Applied Science and Engineering Technology
Seneca College of Applied Arts and Technology

1750 Finch Ave East, North York, Ontario, M2J 2X5

1.0 Objectives

The objective of this paper is to discuss the recent developments in the design techniques to control zebra mussel infestation in the Great Lakes watershed. Special attention will be paid to those protective measures which are immediately available and feasible to protect municipal water supply facilities. In addition to the design procedures the ZCAPPS computer program will be introduced.

2.0 Situation Analysis

The zebra mussel (Dreissena Polymorpha) was imported to North America in the ballast water of an Eastern European ship in 1987 and it has been spreading ever since at an unprecedented rate. The current extent of infestation is shown in Fig. 1.

FIG. 1. NORTH AMERICAN DISTRIBUTION OF DREISSENA POLYMORPHA (ZEBRA MUSSEL)

The zebra mussel attaches itself to the interior of waterworks intake pipes causing significant reductions in the coefficient of friction and the free flow area. At times zebra mussel infestation may completely block an intake pipe.

The dreissena polymorpha was first identified in the seventeen hundreds and its origins were traced to the Caspian Sea. By the mid-nineteenth century, it had spread all over Europe to the extent illustrated in Fig. 2.

FIG. 2 EUROPEAN DISTRIBUTION
OF DREISSENA POLYMORPHA

With due consideration to the nearly two hundred years of efforts to control the spread of the zebra mussels in Europe, the writer feels that biological or chemical methods to slow down the proliferation of the mussels and/or eliminate them from the North American ecology are futile. Therefore, it is felt that the zebra mussels will spread to the limits indicated in Fig. 3.

The recently arrived Quagga mussel, a sturdy cousin of the zebra mussel, will probably extend the boundaries of infestation farther North and South on account of the Quagga's greater temperature tolerance. For control purposes there is no need to distinguish between the Quagga and the zebra mussel even though they may have slightly different biological characteristics.

FIG. 3 PROJECTED NORTH-AMERICAN SPREAD OF THE DREISSENA POLYMORPHA

Several pre- and post-infestation control methods like coatings, thermal shock, electric shock, cathodic protection, chemical oxidants, treatment with potassium, chloramin, chlorine dioxide and conventional chlorination are practiced with varying degrees of success. Most of the methods have been designed to maintain the current surface water extraction technology. "New" methods are being frowned upon, even though these methods may be much older than our intake pipes, rapid sand filter and chemically assisted sedimentation. The methods which will be proposed in this paper have existed and operated satisfactorily in Europe for many years, but their acceptance in North America is meeting (unjustifiable) resistance in professional circles.

The investment value represented by the intake pipes and conventional water treatment facilities is tremendous and their inevitable phasing out may take as long as fifty years. Therefore, it seems that, for the time being, the efforts to develop pre-infestation protection methods of these assets will take priority over the development of new techniques.

3.0 Protection of Existing Facilities

The technology available to protect existing facilities can be separated into two major groups: physical and chemical. Physical protection consists of

the construction of a barrier to prevent the zebra mussel veliger from entering the intake. This could be an infiltration bed as described in par. 5.0 of this paper. There are other physical barriers like wedge wire filtration in an advanced stage of research, but these will not be discussed in detail. Chemical protection involves the introduction of a variety of chemicals to kill the veliger or the adult mussel. These methods will be discussed further in par. 4.0.

4.0 Chemical Protection: Intake Chlorination

In general terms there is only one feasible, proven and immediately available chemical method to protect municipal water supply facilities i.e. continuous chlorination, while it is true that Ontario Hydro has been successful in preventing zebra mussel infestation by using 2.00 mg/liter of total residual for two half hour periods per 24 hours throughout the breeding and settling season.

The writer feels that if 0.3-0.5 mg/liter total residual chlorine is continuously maintained in the intake during the breeding and settling season, it will offer reasonable protection against zebra mussel infestation. Since pre-chlorination is widely practiced, it would only be necessary to change the point of chlorine application from the raw well to the end of the intake. This is perhaps the simplest and easiest control method; the only problem is the delivery of the chlorine solution to the diffuser at the outer end of the intake.

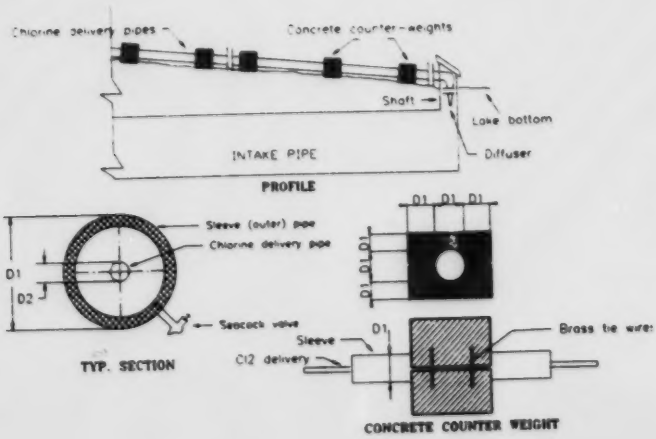


FIG.4 INTAKE CHLORINATION SYSTEM

There are two methods to deliver the chlorine to the end of the intake:
(a) Install the chlorine solution delivery pipe inside the intake (there may be patent related implications).
(b) Construct an external double pipe system using a separate polyethylene sleeve pipe with counter-weights as shown in Fig. 4. (Dupont Corporation may hold the patent for this method).

The writer prefers the external double pipe system, since it is far easier to maintain; all one has to do is disconnect the system, and expel the water from the sleeve pipe (following the opening of the seacocks a compressor would do the job). This permits the pipeline to come to the surface. Then the pipe can be beached and repaired on dry land. In addition, leak detection in the chlorine solution pipe is relatively easy: monitor the chlorine residual in the sleeve pipe, and if the presence of chlorine is detected, there is a leak in the system.

It should be noted that year round chlorination of the intakes is not necessary, since, based on the life cycle of the zebra mussel, there are periods when there is no risk of infestation and intake chlorination may be suspended. The periods of risk could be established through a monitoring program. An example of the periods of risk is illustrated in Fig. 5.

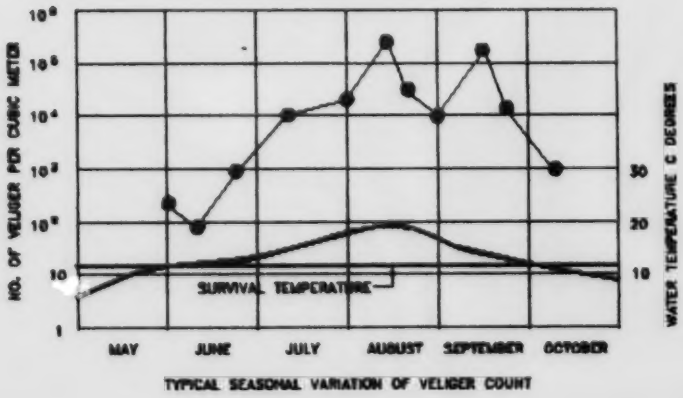


FIG. 5 APPROXIMATE SETTLING AND BREEDING PERIODS OF THE ZEBRA MUSSEL

It seems that the difference between the cost of pumping the chlorine solution to the end of the intake or to the raw well (conventional pre-chlorination) is relatively small, and does not make the seasonal interruption worth while. The low risk periods are eminently suitable for repair, maintenance and installation of the intake chlorination system.

If one intends to introduce cyclical protection only, it is strongly recommended that the breeding and settling periods be established in the particular locale. As the timing is related to water temperatures, the use of a discretionary safety factor is recommended.

A computer program for the design of all components of the intake chlorination system, including approximate cost estimates, has been developed by the writer, as part of the ZCAPPS program package. (ZCAPPS is a teaching program used in the day-time courses at Seneca College, where all aspects of zebra mussel control are included in the curriculum.) Intake chlorination systems can be designed and their costs estimated by using modules 3,4,5,8 and 10 of ZCAPPS.

5.0 Infiltration Systems

In Europe, where the zebra mussels have been present for a couple of centuries, the intake pipe is eliminated in most instances. The entry of water to the treatment plant is usually through an infiltration bed or gallery. Depending on the design of the system, one may consider it as purely a zebra mussel mitigation method or direct filtration. The treatment of water extracted through an infiltration bed must be designed to render the influent fit for distribution.

It is the writer's opinion that, in the case of large water treatment plants with long, existing intakes, the construction of an infiltration bed may not be the most economical choice. Similarly, in the case of a new facility, the construction of a conventional intake, as it may be 50% of the total costs, could be prohibitive. Coupled with the essential zebra mussel control measures at such plants, the capital and operating costs may be excessive. In these instances direct filtration should be examined as a reasonable alternate.

The currently available infiltration bed design theories and principles have been computerized in ZCAPPS training program package and the use of the program will be demonstrated wherever applicable.

5.1 Grouping of Infiltration Systems

It would be beneficial for a designer of water treatment facilities to have a general idea of the available and proven infiltration techniques and their applications.

The writer is offering a rather arbitrary grouping of infiltration systems as follows:

A. Classical infiltration galleries.

B. Wave-zone infiltration gallery.

C. Static and dynamic infiltration beds.

D. Direct filtration (HTSS) system.

Each of the above groups will be discussed briefly.

A. Classical infiltration galleries.

The classical design procedures are related to finite and infinite infiltration galleries. The currently used design practices were developed by J. Juhasz on the basis of previous research by H. Keller and W. G. Robinson. As the procedure is well known and applicable primarily to conventional ground water extraction, the design of the classical infiltration gallery will not be discussed.

B. Wave-zone Infiltration

The principle of the wave zone infiltration gallery is based on the immediate vicinity of surface water as illustrated in Fig. 6.

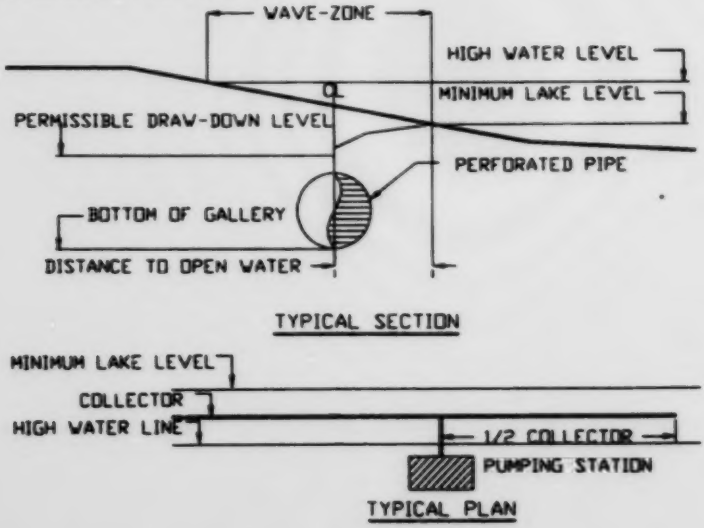


FIG. 6 WAVE ZONE INFILTRATION SYSTEM

A perforated pipe is laid below the minimum water level - the wave zone - of lakes. In this area, the infiltration follows Darcy's law very closely if the surrounding soil is homogeneous. The indigenous soil will act as a filter preventing the entry of the veliger into the collector pipe.

While this system works very well in tropical and subtropical climates, it is not yet proven in the temperate zone. A small system is being tested in Eastern Europe and operating information is not available at this time. Therefore, it is the writer's opinion that a small, experimental system should be constructed somewhere in the Great Lakes watershed to review its efficiency and limitations. There is very little doubt that wave-zone infiltration systems would be effective in guarding against the infestation of zebra mussels. Such systems also provide a measure of pre-treatment of the raw water, resulting in less expensive secondary treatment facilities.

The writer believes that wave zone infiltration could be feasible in the case of small systems along the shores of the Great Lakes.

In general terms the design of wave zone infiltration systems is a simple, albeit tedious procedure involving a great number of trial and error variations, which are necessary to determine the optimal combination of the length and depth of the collector pipe. These factors will govern the total cost of the system.

The design of the wave zone infiltration system lends itself very well to computerization. The ZCAPPS program is capable of working out the physical limits and dimensions of different combinations of length, drawdown, pipe diameter, depth, size and number of perforations etc. The designer only has to enter the available information and the missing data will be calculated. Even though the ZCAPPS program has been developed for teaching purposes rather than for the actual design of the gallery, the accuracy of the program is reasonable.

The following data are required to design a wave zone infiltration gallery (manual or computer aided design using the ZCAPPS program):

(a) The daily water demand should be established in megaliters.

(b) The quality of the raw water should meet the local water quality guidelines with respect to chemical parameters.

(c) Site investigations should include hydrological data including the minimum and maximum water levels and the deepest penetration of waves.

(d) Soil investigations should provide information to permit the establishment of the effective grain size of the soil and its permeability.

(e) The "Bottom of the gallery" refers to the highest

invert elevation at the end of the collector, and the "Distance to open water" means the horizontal distance to the mean minimum water level. The length of the collector is usually governed by the available beach property. In general terms it is a variable to be set by the designer. In addition it is recommended that the minimum slope of the collector should not be less than 0.4%, sloping towards the pumping station.

The designer should position the collector pipe within the wave zone, set its length, then calculate the drawdown and the diameter of the collector. As excavation under such conditions is rather expensive, it is recommended to vary the dimensions and the location of the collector pipe until the drawdown elevation works out to be about two pipe diameters above the bottom of the gallery.

The ZCAPPS module 7, following the input of the design parameters, will calculate the drawdown and the theoretical size of the collector.

The wave zone infiltration systems constructed in developing (tropical) countries functioned well. Additional research regarding the sufficiency of this system at temperate climates could be costly, but, in the long run, well justifiable since it is felt that in the case of small systems (up to 7 megaliters or 3 million gallons per day) it may be highly effective in guarding against the infestation of zebra mussels. It will also provide a measure of filtration, and, depending on the soil conditions and raw water quality, it may be adequate as a direct filtration system.

C. Static and Dynamic Infiltration Beds

Several attempts have been made recently to design and construct infiltration beds in the Great Lakes watershed. Unfortunately these quasi experimental design are not optimal if examined from the viewpoint of economy and efficiency. As North American engineers are used to the rapid sand filter only, all infiltration beds are regularly back-washed, but the underdrains are seldom designed to accommodate the increased flow. Consequently, some of the infiltration beds are grossly oversized.

The writer feels that clarification of the principles of infiltration beds and galleries is necessary.

The general principles of an infiltration bed constructed in conjunction with an existing intake are illustrated in Fig. 7.

Infiltration beds can be classified on the basis of the state of the media during maintenance as follows:
(a) If the flow is reversed to clean the media, it resembles a rapid sand filter where the media floats while being back-washed. Therefore, it could be called a dynamic infiltration bed with some justification.

(b) If there is no flow reversal, but the media is dredged or otherwise cleaned in-situ, one could talk of a static infiltration bed.

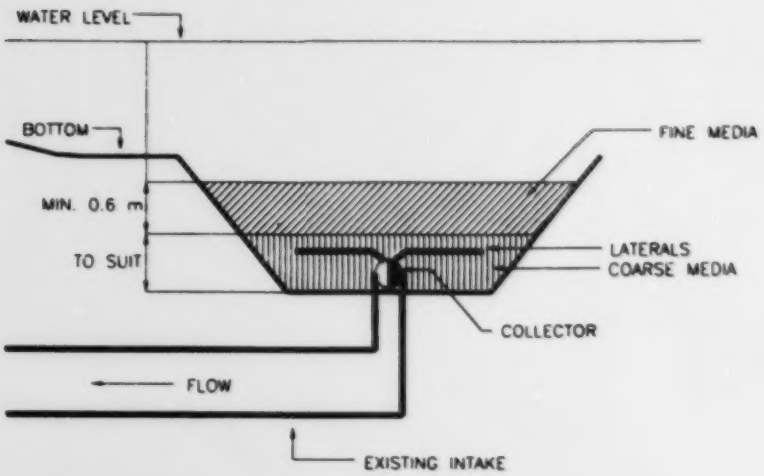


FIG. 7. TYPICAL INFILTRATION BED

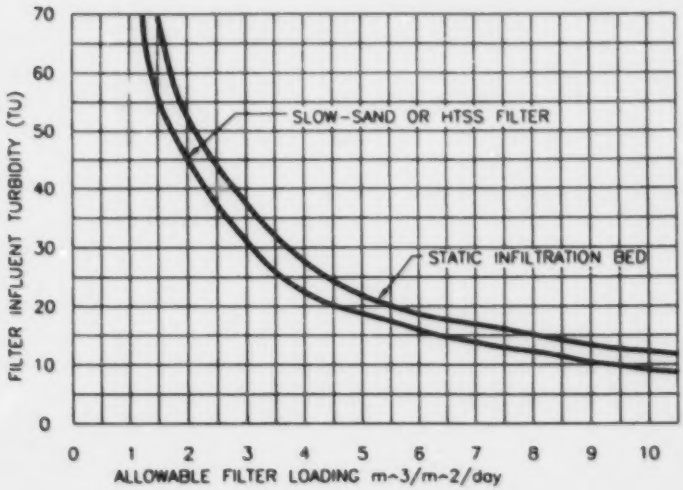
The design of infiltration beds is similar to the design of filters, since, in essence, an infiltration bed is nothing other than a lower grade filter. Static beds are designed as slow sand filters while dynamic beds are designed as rapid sand filters. The ZCAPPS package has usable design modules for both.

Fig. 8 illustrates the essential difference, - the filter loading - between an infiltration bed and the slow sand type (HTSS and other) filter systems.

As far as dynamic beds are concerned, the writer feels that their use in direct filtration would be too expensive on account of the frequent back-washing requirements. (It must be noted that, in the case of a dynamic infiltration bed, the term back-washing is not consistent with its normal application. The media of the dynamic infiltration bed should not float during "back-washing". The back-wash pressure will only break up the caked fines on the media surface.) Therefore, if dynamic beds are intended to be used for zebra mussel control purposes, it is recommended that the effective size of the media be increased to 0.5 mm. and the filter loading reduced to 50 to 75 liters/m2/minute.

There is not much difference between the economy of the maintenance and operation of the two systems. In the case of dynamic beds, the most important maintenance

equipment, the back-wash pumps, are on hand at the plant, while in the case of static beds, the dredge, robot or any other surface cleaning device, has to be imported at regular though longer intervals. Operators are more comfortable with having the maintenance equipment at their command at all times.



FILTER LOADING
FIG. 8

Therefore, in the writer's opinion the primary application of infiltration beds should be at existing, relatively new but smaller water supply systems (up to 35 megaliters per day) exposed to heavy infestation of zebra mussels as a mitigation measure. At larger existing water treatment facilities, the writer feels intake chlorination may be more economical.

However, it must be stressed that the construction of large and long intakes at new facilities should be discontinued on account of the appearance of the zebra and quagga mussels in the North American waters.

D. Direct Filtration (The HTSS Filter)

This system, in essence, is a new application of the old slow sand filter. The procedure has been developed by the writer as a result of his prolonged exposure to slow sand filter systems in tropical, developing countries. Since slow sand filters are designed primarily on the basis of turbidity, they could

be used to deal with raw water, provided the range of turbidity is within the operating range of slow sand filters. The essence of the HTSS filter is a slow sand filter constructed on the bottom of a lake and maintained by a robot.

In order to discuss the HTSS filter some expertise in the design and operation of slow sand filters is necessary. Since slow sand filters are considered outdated (vide MOE training manuals) and inefficient, their design and operating principles are generally not taught at colleges or universities with the probable exception of Seneca College. The few existing slow sand filters are generally operated according to procedures normally used with rapid filters (vide AWWA Journal mid 1990). There is no need to elaborate on the results.

The use of a slow sand or direct filtration plant is feasible only if the following conditions are fulfilled:

(a) The chemical composition of the raw water must comply with the applicable guideline values.

(b) Since the turbidity of the influent is the principal design criteria, in all types of slow sand filtration, the average of the annual mean raw water turbidity and the maximum observed turbidity should not exceed 100 mg/liter. (This definition of turbidity is necessary since all relevant literature uses such units).

(c) Slow sand filters and consequently HTSS filters are sensitive to rapid changes in flow rate. Therefore, the maximum rate of change should not exceed 2% per hour for shorter periods, and in longer terms 12% per day. The balancing of peak flows should be achieved with the use of reservoirs.

It is essential to note that slow sand filters should not be back-washed under any circumstances. The under-drain system is not designed for back-washing.

The general arrangements and the scope of the slow sand filter system is illustrated in Fig. 9. This drawing was prepared to show the general characteristics of the slow sand filter. The layout and the containing structure would be changed considerably if it were used as an infiltration bed or as an HTSS direct filter.

The design of the slow sand filter is based on the influent turbidity. The infiltration rate relates to the turbidity of the influent. The practical operating range is from 9.5-2 m^3/m^2/day or 20-5 US mgd/acre/day. To calculate:

$$Q = C/To$$

where Q = Filter loading in cubic meters per square meters or million US gallon units per 100 acre per day

C = Filter constant, in case of metric units it will be 89.9 and if US units are used, it is 91.1

To = Influent turbidity in mg/liter

This formula is reasonably accurate for To values ranging from 20 to 60 mg/liter. In the writer's experience, the practical operating limit of slow sand filters is a maximum of 100 mg/liter turbidity.

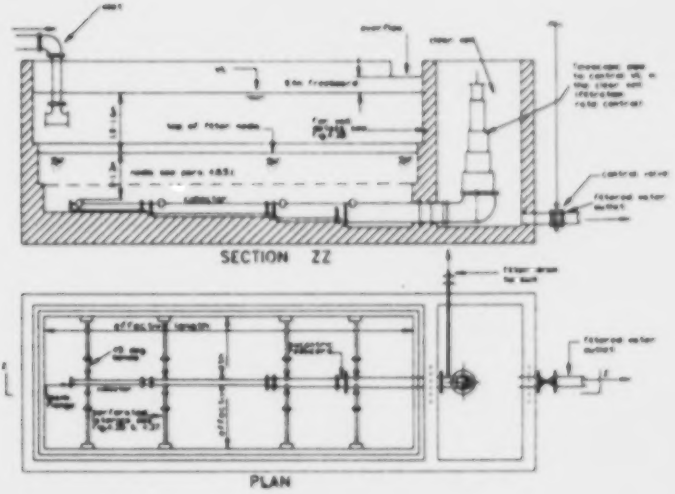


FIG. 9. GENERAL ARRANGEMENTS OF SLOW SAND FILTERS

The design of the slow sand filters can be computerized quite easily. The ZCAPPS program has a filter design module which includes all types of infiltration beds.

Based on the calculated filter loading, the determination of the required filter area is fairly simple. The establishment of the details of the under-drain systems is somewhat more complex, since it is based on the ratio of filter area and filtration rate. The ZCAPPS program assumes circular pipes which have the most efficient hydraulic characteristics. If rectangular vessels are contemplated, the cross sectional area of the pipes suggested by the ZCAPPS program should be manually calculated and increased by approximately 25%.

It is strongly recommended that the under-drain

system be laid out in such manner that each filter will have only one collector. If more than one collector is contemplated in one filter bed, each collector and its laterals must be designed as if they were separate filters. It is essential that each lateral should be the same size and serve an identical filter area. The serviced filter area in relation to the cross-sectional area of the lateral (subject to the filter loading) is shown in Fig. 10.

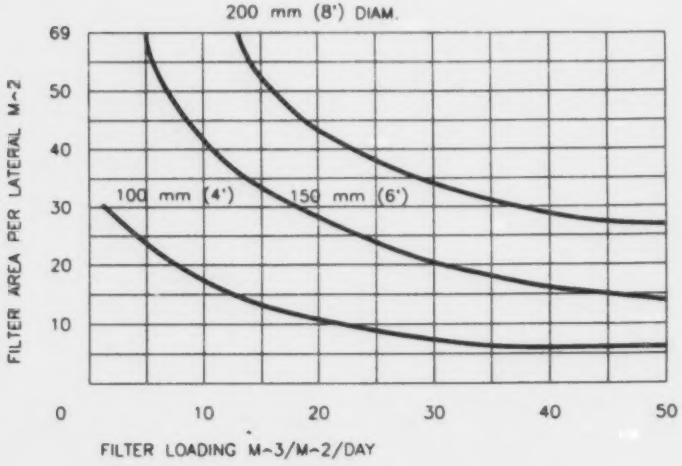


FIG. 10 FILTER AREA SERVED BY ONE LATERAL

Filter media selection. The filter media is usually sand, which must comply to the following specifications:
- effective size 0.2 to 0.6 mm (i.e. coarser than 10% by weight),
- uniformity coefficient from 1.5 to 2.0. (grain size at 60% divided by the grain size at 10% by weight taken off the grain size distribution curve).

Under-drain design. The under-drain system consists of the laterals and the collector. In Fig. 11. a collector pipe and pipe laterals are illustrated. It should to be noted that, if concrete conduits or hollow blocks are used instead of pipes, the layout configuration as shown in Fig. 9. must be followed. With respect to their hydraulic characteristics these conduits must also fulfill the requirements of the

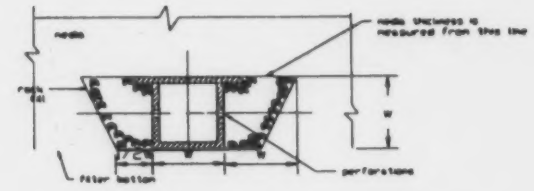
ratio of filter area to conduit cross-sectional area.

As stated earlier, the design of the under-drain system is based on the ratio of filter areas and filter loading.

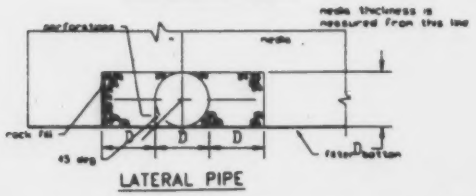
The length to diameter (or diagonal dimension) ratio of the lateral should not exceed 60. This means that the maximum length of laterals should be limited as follows:

Lateral diameter	Maximum length
100 mm or 4 inches	6.0 meters or 20'-0"
150 mm or 6 inches	9.0 meters or 30'-0"
200 mm or 8 inches	12.0 meters or 40'-0"

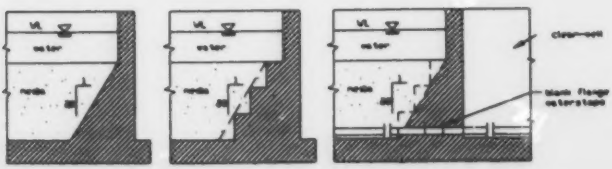
Thus, if pipe laterals are used, filter bed widths are effectively limited to 12.0, 18.0, and 24.0 meters, or 20, 30, and 40 feet, or multiples of the same.



LATERAL CONDUIT



LATERAL PIPE



SLOPING WALL STEPPPED WALL COLLECTOR EXIT

DETAILS OF CONC. OR MASONRY TANKS

FIG. 11 MISCELLANEOUS CONSTRUCTION DETAILS OF SLOW SAND FILTERS

The water enters into the laterals through perforations, which must have a total area equivalent to 30-60% of the cross-sectional area of the lateral, but never less than 1.0 square centimeters per square meter or 1.5 square inches per 100 square feet of filter area served by the lateral.

Collector design. The collector should be designed on the basis of the ratio of filter area to collector cross-sectional area ratio in relation to filter loading as follows.

Filter loading Metric m^3/m^2/day	US Units mgd/100sf/day	Ratio of served filter area and cross-sectional area of collector pipe
1 - 4	0.0027-0.01	5000
4 - 6	0.01 -0.015	4700
6 - 8	0.015 -0.02	4200
8 - 10	0.02 -0.027	3800
10 - 15	0.027 -0.04	3200
15 - 20	0.04 -0.052	2800
over 20	over 0.052	2500

Operation of slow sand filters. During slow sand filtration in the top layer of the media the solids will accumulate and form a thin mud layer: the "smutzdecke". In this layer, there is intensive bacterial life feeding on the bacteria of the influent. Consequently, the biological action in slow sand filters will render the effluent virtually free of bacteria. However, the precondition is the continuity of the operation. Slow sand filters must be kept in continuous operation, although the filtration rate may be adjusted, as the smutzdecke will thicken to such an extent that the filtration rate will be considerably reduced. At this point the smutzdecke must be removed, and the lost media replaced before the filter can be put into operation again.

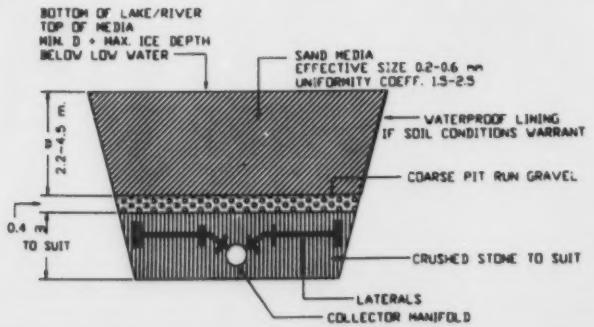


FIG. 12. TYPICAL SECTION OF SLOW SAND FILTER USED IN DIRECT FILTRATION

In a properly designed slow sand filter, such a maintenance operation should take place about once or twice a year. The writer knows of a slow sand filter where there was no maintenance for 8 years but the filter kept on delivering good quality effluent although at a reduced rate.

If a slow sand filter is intended for direct filtration one should consider a gross increase in the media depth as shown in Fig. 12. The purpose of the greater media depth increase is to avoid having to replace the media lost during maintenance. In the writer's experience slow sand filters work well with a minimum of 0.8 meters depth of media.

6.0 Training and Expertise

There is very little doubt that some of the institutes of higher technical education will have to review their curriculae related to water treatment in North America. Unfortunately, conventional systems will not be economical any more and new methods will have to be introduced. Proven technology exists in Europe and its adoption will be of vital importance if we don't want this sector to be taken over by foreigners.

There are many areas of industry and engineering which died on account of institutional, political and technological neglect. Thus we are forced to import the necessary expertise or the essential product. The electronics industry is the case in point.

Seneca College, recognizing the need for training in zebra mussel control, ran a course earlier this year with the backing of the Ontario Ministry of Skills Development. In addition, zebra mussel control procedures are already included in the regular day programs of civil and resources engineering technology students.

Nematodes in Drinking Water: The Ontario Experience

George Mulamoottil
University of Waterloo
Waterloo, Ontario

Maq Ahmad
Regional Municipality
of Waterloo
Waterloo, Ontario

INTRODUCTION

The interest and research on nematodes in water treatment plants date back to the early part of the century when Cobb (1918) published nematodes of slow sand filters of American cities. Besides giving detailed illustrations of these worms living on filter beds, Cobb raised the issue of the possible effect of excreta of the worms on human beings and the potential taste and odour problems in water. There were no techniques available to concentrate the worms in final water and like other professionals involved in water treatment, he probably assumed that the filtered water was free from nematodes. Since there is a general lack of awareness of the occurrence of nematodes in drinking water, a brief review of what has been known on the subject is briefly presented which will be followed by the Ontario experience.

In the early sixties, with the advent of membrane filtration techniques for bacterial counts in water, there was a renewed interest in nematodes and water treatment practices. (Chang *et al* 1960a; 1960b; 1962; Chaudhuri *et al* 1964; Mulamoottil and Kaushik, 1964; Mulamoottil 1966). The nematodes, free living and non-pathogenic do not by themselves have shown to be of any sanitary significance. However, Chang *et al* (1960a) found that the nematodes readily ingested *Salmonella* and *Shigella* organisms on plate culture and could even ingest small amounts of coxsackie and Echo viruses in fluid suspension. About 5 to 6% of the ingested *S. Typhosa* or *Sh.sonnei* and about 12 to 16% of the ingested *S. paratyphi* or Coxsackie A 9 virus survived for 24 hours; but the survivals of these were reduced to 0.1% and 1.0% respectively after 48 hours. There was no evidence of excretion of viable pathogens. Also it was concluded that the nematodes of the Rhabditidae family and of sewage treatment origin may be potential carriers of human enteric bacteria and viruses. Although a majority of the ingested pathogens may disappear in 1 to 2 days, 5 to 16% may remain viable if the worms are carried to the water supply within 24 hours after the departure from their habitat and will survive routine chlorination as practiced. In the experimental studies there was no mortality of worms with chlorine dose of 2.5-3.0 mg/l and a contact time of 120 minutes or by 15 to 45 mg/l of chlorine in 1 minute exposure. Even with an initial chlorine dose as high as 95-100 mg/l, 50-60% of these nematodes survived after 5 minutes contact and 10-20% after 15 minutes contact (Chang *et al* 1960a).

Due to the sanitary significance of nematodes as carriers of bacteria and viruses, further research efforts were focussed on controlling nematodes through changing effective size of sand in rapid sand filtration process. (Seth *et al* 1968). These studies have shown that the removal of nematodes by rapid sand filtration is independent of the effective size of the filter media between 0.45 and 0.75 mm; variation in the loading rate between 7.4 and 9.8 cm/minute has very little effect on the efficiency of filters in removing worms; and about 55-60 percent of the mobile nematodes will pass through the filters operated as conventional rapid sand filters.

Besides the potential health hazard posed by nematodes, Román (1972) has shown that the nematodes that occur in tap water in different localities in Puerto Rico are a source of contamination for greenhouse and laboratory

experiments. He has recorded 17 genera of known and suspected plant parasitic nematodes in his studies in Puerto Rico. Luczak *et al* 1980 reported the occurrence of nematodes in water treatment plants in Poland.

The relationship between rainfall and nematode densities in drinking water was first established by Tombes *et al* (1979). Their studies on nematodes from a modern water treatment plant has shown that a direct relationship exists between rainfall, stream flow and turbidity and the density of nematodes in drinking water. During rainy periods density of nematodes increased from 1 to 15 per liter.

The Ontario experience

The first publication on nematodes and water supplies was that reported from water withdrawn by infiltration from the Grand River at Woolner's Flats, Kitchener (Mulamoottil and Pawley 1977). Water is forced through 30.5 lineal meters of 200mm. diameter stainless steel well screen laid horizontally parallel to the river and approximately 7.62 meters below average river level. Water is withdrawn by a conventional well pump from a vertical 600mm. casing which intercepts the horizontal screen at mid-point. A small portion of the infiltrated water is supplied by the river connected aquifer. The infiltrated water is chlorinated before distribution.

The raw water from Grand River and the infiltrated water were processed for nematode isolation. One liter of raw water and five liters of infiltered water were filtered. The filters were carefully flushed to dislodge the nematodes. These washings were examined and counted for worms.

A variety of organisms like the diatoms, desmids, protozoans, rotifers and nematodes were present in raw water. The infiltrated water contained only the nematodes. These results point out that the infiltration process effectively checks most of the planktonic forms but is ineffective in filtering out nematodes. The Regional Municipality of Waterloo until recently depended almost entirely on ground water for its water supplies and therefore the contribution of nematodes from the infiltrated water from the Grand River may not be significant.

A study on three water treatment plants in southern Ontario by Mott *et al* (1981) was a major contribution to our understanding of nematodes in drinking water. The extent of nematode infestation was determined in terms of their numbers with season, rainfall, streamflow and water turbidity. The three water treatment plants investigated were from the towns Brantford and Cayuga using Grand River as raw water source and Delhi using North Creek as intake water. At Brantford, water is taken from a slow moving canal arising from the river approximately 1.2 km upstream from the plant. The Brantford plant has an extensive treatment process including prechlorination, coagulation, settling, rapid sand filtration, postchlorination and fluoridation. The microflocculant filters were topped with anthrophil. The water maintained a residual chlorine of 1.5 mg/l before it enters the distribution system. The plants at Cayuga and Delhi, have a shorter treatment time and were less extensive compared to the Brantford plant. The details of methodology using the membrane filter are

provided in the paper by Mott *et al* (1981). Water samples, raw and treated, were generally collected on a weekly basis.

Nematodes were present in all the samples of the treated water in Delhi, and in all but 4 samples from Cayuga. The samples from filters 2 and 3 at Brantford contained nematodes on all but 7 and 9 occasions, respectively. There was considerable variation in the number of nematodes in the 3 treatment plants, from 0 to a maximum of 425 per 10 liters. The maximum member was reported on one occasion from the Cayuga treatment plant. Nematodes were much less in Brantford samples and there was no significant difference, at the 1% level, in the nematode count in samples taken from filters 2 and 3 despite the difference in filter media and water flow rates.

Table 1 shows the proportions of treated water samples with more than 2, 5 and 10 nematodes per liter at each plant. The proportions of treated water samples with nematodes were low in Brantford compared to the Cayuga and Delhi. The efficiency of treatment in removing nematodes can be estimated by comparing their numbers in raw and treated water. In Brantford nematode reduction exceeded 95% on most occasions.

Table 2 presents the proportions of motile nematodes in raw and treated water from each plant.

The maximum number of nematodes in treated water seems to be correlated with rainfall. Although statistical confirmation is difficult, it appears that the periods of high nematode populations in treated water samples are almost always preceded or overlapped by a period of rainfall. Lowest nematode numbers were found between the end of December and the middle of March when there was ice cover.

The Brantford plant has shown to be efficient in removing nematodes compared to the other plants. The most important nematode reducing factor at Brantford proved to be the settling process in the intake canal. Further reduction in their numbers can be achieved by immobilizing the worms by heavy chlorination.

In 1988 Mulamoottil and Associates reported a brief analysis of nematodes occurring at different stages of water treatment in a pilot plant study of the Mannheim Water Treatment Plant at Kitchener (Table 3). This study pointed out that nematodes will occur in final water from the Mannheim plant which uses the Grand River water. Nematode removal efficiency in the pilot plant study was only 60% which is considered low compared to the Brantford Water Treatment Plant where the efficiency was 70-95%. With the operation of the Mannheim plant in the spring of 1992, Mulamoottil and Associates (1992) completed a further nematode study at the various stages of the treatment process (Table 4)

Nematodes were present in final water in 10 out of 14 sampling days. However, their numbers were below the limit of 10 in 5 liters in final water as proposed by Chang (1960a). The summer of 1992 is considered atypical due to

the excessive precipitation and unusual cold temperatures. The raw water was stored for extended periods which may have assisted in the settling of nematodes and this explains the relatively low numbers in raw and final water reported in the study.

Chang *et al* (1960a) have suggested that when the nematode concentration in the finished water exceeds 2 per liter the source should be investigated and remedial measures effected. The Netherlands Committee to study biological growth in drinking water has proposed a standard "any visible perception of aquatic life in drinking water by the consumer is not acceptable." (KIWA, 1964). The British National Report has stated that "Animals in distribution systems should be maintained at such a level that the consumer is unaware of their presence." (Collingwood, 1966). The 16th edition of Standard Methods (APHA, AWWA, WPCF, 1985) stipulates that "when repeated examination reveals nematode counts equal to or greater than 20/liter of raw water, consider reducing the nematode load in the finished water by special treatment. When plant parasitic nematodes are found in an irrigation water, its use on cropland without special treatment may be undesirable." The same publication points out that the nematode numbers provide a rough, but reliable, indication of level of pollution. The Ontario Drinking Water Objectives state that "nematodes and possibly other macro-organisms which do not by themselves pose a direct health risk, but which may harbour pathogenic viruses and bacteria and prevent their exposure to chlorine. (Ministry of the Environment, 1983). The 18th edition of Standard Methods has discussed the nematode problem and the sanitary significance but has not provided standards for raw and final water. (Greenberg et al 1992).

An important reason for the lack of interest in nematodes in drinking water is the absence of evidence that nematodes actually transmit pathagens in drinking water. Although it has been shown conclusively that the nematodes feed on bacteria and viruses in the laboratory (Chang 1960a), they are not proved to be of sanitary significance in drinking water. Mulamoottil and Pawley (1977) have speculated that a number of waterborne diseases in Canada are caused by pathogens transmitted by nematodes through surface water supplies. An attempt was made to compare the reported cases of waterborne diseases in municipalities served by surface and ground water. The data obtained from Statistics Canada, however, did not have a precise breakdown of reported cases of waterborne diseases in municipalities. As for example, data for individual areas served by piped ground water supplies like Waterloo, Kitchener and Cambridge are not available but data for the entire region are available that report also cases of waterborne diseases from areas not served by the regional water supply system.

No attempt has been made in Canada to set objective nematode standards for treated water in either the Canadian Drinking Water Standards (1978) or in Drinking Water Objectives for Ontario (1978). We conclude this paper by a plea to initiate research on nematodes and their sanitary significance in drinking water. It is imperative that we set numerical standards for nematodes in drinking water even for no other reason than the objection of consumers to living round worms in drinking water.

Literature Cited

APHA, AWWA and WPCF 1985. Standard Methods for the examination of water and waste water. American Public Health Association, Washington, D.C.

Canadian Drinking Water Standards and Objectives 1978. Department of National Health and Welfare, Ottawa.

Chaudhuri, N., Siddiqi, R. and Engelbrecht, R.S. 1964. Source and persistence of nematodes in surface waters. Journal of American Water Works Association 56, 73-78.

Chang S.L., Berg G., Clark N.A., and Kabler, P.W., 1960a, Survival and protection against chlorination of human enteric pathogens in free living nematodes isolated from water supplies. American Journal of Tropical Medicine and Hygiene 9, 136-142.

Chang S.L. and Kabler P.W. 1962. Free living nematodes in aerobic treatment plant effluent. Journal of Water Pollution Control Federation. 34, 1256-1261.

Chang S.L., Woodward R.L. and Kabler P.W. 1960b. Survey of free living nematodes and amoebas in municipal supplies. Journal of the American Water Works Association 52, 613-618.

Cobb, N.A. 1918. Filter-bed nemas: nematodes of the slow sand filter beds of American Cities. Contributions to the Science of Nematology 7, 189-212.

Collingwood, R.W. 1966. Occurrence, significance and control of organisms in distribution systems. The British National Report for subject No.3 of the International Water Supply Congress, Barcelona 1966.

Greenberg, A.E., Clesceri L.S. and Eaton, A.D. 1992. Standard Methods. 18th Edition, APHA, AWWA, WEF, Washington, S.C.

Keuringsinstituut voor Waterleidingartikelen (KIWA), 1964. Wormen en Andere Dierlijke organismen in drinkwater. Mededeling No.5 Van de Biologische Studiecommissie (B.S.C.) Van Het KIWA.

Luczak, J., Rybak, M. and Ranke-Rybicka, B. 1980. Aquatic organisms present in tap water Roczn. PZH. T XXXI. NR3, 319-325.

Mott, J.B., Mulamoottil, G. and Harrison, A.D. 1981. A 13-month survey of nematodes at three water treatment plants in southern Ontario, Canada. Water Research 15, 729-738.

Mulamoottil and Associates Limited, 1992. Monitoring of Nematodes in the Mannheim water treatment plant. A report to the Regional Municipality of Waterloo.

Mulamoottil and Associates Limited. 1988. Nematode survey in a pilot plant study of the Mannheim Water Treatment plant. A Report to the Regional Municipality of Waterloo.

Mulamoottil, G. 1966. Further studies on the nematode infestation of surface water supplies. Environmental Health 8, 93-102.

Mulamoottil, G. and Kaushik, N. 1964. Infestation of surface water supplies by nematodes. Environmental Health 6, 229-233.

Mulamoottil, G. and Pawley, J.D. 1977. Surface water supplies and public health. Canadian Journal of Public Health. 68, 509-510.

Ontario Ministry of the Environment, 1983. Ontario Drinking Water Objectives.

Roman J. and Rivas, X., 1972. Nematodes found in tap water from different localities in Puerto Rico. Journal of Agricultural University of Puerto Rico. 56, 187-191.

Seth, A.K., Mulamoottil, G. Bewtra, J.K. and Sharma V.P., 1968. Nematode removal by rapid sand filtration. Journal of the American Water Works Association 60, 962-968.

Tombes, A.S., Abernathy, A.R., Welch, D.M., and Lewis, S.A. 1979. The relationship between rainfall and nematode density in drinking water. Water Research, 13, G19-622.

TABLE 1. PROPORTIONS OF TREATED WATER SAMPLES EXCEEDING 2, 5, AND 10 AT EACH TREATMENT PLANT

Treatment Plant	% Final water samples exceeding		
	2 nematodes per liter	5 nematodes per liter	10 nematodes per liter
Brantford			
Filter 2	3.33	0.00	0.00
Filter 3	10.94	1.56	0.00
Cayuga	47.37	29.83	14.03
Delhi	57.15	26.53	8.16

Source: Mott et al (1981)

TABLE 2. COMPARISON OF THE PROPORTIONS OF MOTILE NEMATODES TO TOTAL NUMBER OF NEMATODES IN RAW AND TREATED WATER SAMPLES FROM EACH TREATMENT PLANT

Water samples	d.f	Correlation coefficient (r)	% Motile nematodes
Brantford			
Raw	55	0.949*	81.76
Final water	54	0.9669*	54.54
Cayuga			
Raw	41	0.9465*	80.79
Final	91	0.9502*	51.91

Significant at the 1% level
d.f - degrees of freedom

Source: Mott et al (1981)

Table 3. Tabulation of Nematodes in 5 liters of water Pilot Plant Study of Mannheim Water Treatment Plant

Samples		18/7/88	28/7/88	10/8/88	16/8/88	24/9/88	30/9/88
A	L ---	10	0	3	10	24	0
	D ---	0	0	0	5	0	0
	T ---	10	0	3	15	24	0
B1	L ---	2	0	0	4	0	0
	D ---	8	0	0	0	0	0
	T ---	10	0	0	4	0	0
B2	L ---	8	-	-	-	0	0
	D ---	0	-	-	-	16	0
	T ---	8	-	-	-	16	0
C1	L ---	0	0	3	2	4	0
	D ---	0	0	1	1	6	0
	T ---	0	0	4	3	10	0
C2	L ---	1	0	2	0	2	0
	D ---	1	0	0	1	0	0
	T ---	2	0	2	1	2	0
C3	L ---	1	0	2	-	0	0
	D ---	1	0	2	-	0	0
	T ---	2	0	4	-	0	0

A Raw water; B1-B2 Settled water; C1-C3 Filtered water; D - Dead, L - Live, T - Total
- no samples

Source: Mulamoottil and Associates Limited (1988)

NEMATODE ANALYSES - TABLE 4

(The numbers represent nematodes in 5 liters)

	30-4-92			5-5-92			15-5-92			27-5-92			5-6-92			15-6-92		
	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T
Raw water (settled)	3	2	5	0	0	0	0	0	0	0	20	20	0	65	65	15	67	82
Clarified water (settled)	0	5	5	0	5	5	0	5	5+	0	0	0+	5	5	10	12	17	29
*Filtered water (Duel)	0	0	0	-	-	-	1	0	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filtered water (activated carbon)	0	0	0	1	0	1	1	0	1	0	5	5	0	4	4	2	5	7
Final water 1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3	1	4	5	4	9
Final water 2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	1	2	5	2	7

D = Dead L= Living T = Total

NEMATODE ANALYSES (CONTINUED) - TABLE 4

(The numbers represent nematodes in 5 litres)

	22-6-92			27-6-92			30-6-92			6-7-92			9-7-92			13-7-92			17-7-92			20-7-92		
	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T	D	L	T
Raw water (settled)	2	7	9	0	0	0	2	5	7	0	7	7	0	5	5	0	5	5	0	0	0	0	0	0
Clarified water (settled)	5	0	5	15	0	15	0	5	5	0	15	15	0	5	5	0	0	0	5	0	5	0	0	0
Filtered water (activated carbon)	3	4	7	0	5	5	5	3	8	0	3	3	0	1	1	0	0	0	0	9	9	0	2	2
Final water 1	6	1	7	1	1	2	1	2	3	1	0	1	0	0	0	0	0	0	1	0	1	3	3	6
Final water 2	4	1	5	0	1	1	3	0	3	1	0	1	0	2	2	0	0	0	3	0	3	1	2	3

D = Dead L = Living T = Total

OZONATION AND BIOLOGICAL FILTRATION:
Effects on Biological Stability of Drinking Water

by

Slawomir W. Hermanowicz[1], Domenec Jolis[1] and Michael Price[2]

[1]Department of Civil Engineering,
University of California, Berkeley, CA 94720
[2]CH2M-HILL Consulting Engineers,
Emeryville, CA 94608

ABSTRACT

A novel method for the assessment of biostability of drinking water was developed. Biostability of tested water was characterized by direct measurements of microbial growth rate on a surface of a rotating disk. The method was used to monitor the effects of ozonation and filtration on biological stability of drinking water in pilot- and full-scale installations. Microbial growth rate, determined using the developed method, correlated well with AOC(P17) values but also depended on water treatment. The growth rates in settled water were 0.3-0.4 d^{-1} during winter and 0.6-0.9 d^{-1} during summer. Ozonation increased microbial growth rates 1.5 to 3 times and subsequent filtration through GAC/sand reduced microbial growth rates to that of settled water.

BIOSTABILITY OF DRINKING WATER

Episodes of excessive bacterial presence in drinking water systems have been well documented (e.g. Howard, 1940; Ridgway and Olson, 1981; Martin et al., 1982; Hudson et al., 1983; Characklis, 1988). If an excessive number of coliforms is detected, water utility may be in violation of drinking water standards and at least a potential health hazard may exist. Other bacteria, if present in large numbers, have been associated with operational problems such as pipe deterioration (O'Connor et al., 1975; Victoreen, 1984), and taste and odor (Reasoner, 1988). Many such episodes have been related to bacterial re-growth in a distribution system rather than to disinfection failure.

The problems associated with bacterial regrowth in drinking water distribution systems have been brought to focus in recent years by the latest regulatory developments in the United States. Many water utilities will have to modify their disinfection practices in response to recently promulgated and future water quality regulations like Surface Water Treatment Rule (US EPA, 1989a) and Coliform Rule (US EPA, 1989b) which imposed stricter standards on microbiological parameters of water quality with inclusion of not only coliforms but also heterotrophic bacteria. These requirements will call for higher disinfection efficiency. which, however, cannot be met by simply increasing the dose of chlorine, the most popular disinfectant, since the levels of chlorination by-products are strictly limited. A number

of water utilities, especially larger ones, will introduce (or have already introduced) ozonation with the double goal of providing efficient disinfection and limiting formation of chlorination by-products. Wider use of ozone may have its own side effects. Besides forming a host of by-products (though substantially different from those caused by chlorination) ozonation may produce water that is less stable biologically (e.g. DeWaters and DiGiano, 1990). This phenomenon is probably caused by partial oxidation and break-up of natural organic matter (such as humic acids) into more biodegradable compounds. Although concentrations of such compounds are generally quite small their flux carried even in a small pipe can be sufficient to support growth of a sizable microbial population. Characklis (1988) calculated that the presence of 5 mg/l TOC could lead under optimum conditions to accumulation of almost 2 pounds of biomass in one day in 15 ft. of 6" pipe resulting in bacterial cell concentration of 10^5-10^6 cells/100 ml in water. Although real-life bacterial concentrations are likely to be smaller, they still may cause water quality problems.

All these concerns call for assessment of biological stability of water to quantify its potential to support microbial growth in a distribution system. Such growth, usually termed "regrowth", can be defined as an increase of viable bacterial cell concentration as a result of growth in the system downstream of the disinfection process (Characklis, 1988). To reduce or eliminate bacterial re-growth, water entering a distribution system should be "biologically stable". Thus, "biologically stable" water can be defined as water which does not promote bacterial re-growth.

In recent years a few methods have been developed to evaluate the ability of drinking water to support bacterial growth. These methods have been discussed in a review by Huck (1990). Such methods can be divided into two broad categories depending on the measured parameter. In the first group (e.g. van der Koij et al., 1982; van der Koij, 1990; Kemmy et al., 1989; Werner et al., 1984), measuring Assimilable Organic Carbon (AOC), a sample of water is inoculated with bacteria and incubated. After incubation the number of bacterial cells grown in water is determined, most commonly through standard microbiological procedures such as plate counts, direct counts or turbidity measurements. The second group of methods (Servais et al. 1989; Joret and Levi, 1986) uses Biodegradable Dissolved Organic Carbon (BDOC) as an indicator of water biostability. In this approach a sample of water is contacted with bacterial population. The amount of organic matter removed by bacteria is determined from the difference between initial and final DOC concentrations.

Theoretically, both types of methods can employ either a defined bacterial culture (a mixture of two or three pure strains) or an indigenous bacterial population derived for example from filter sand. All these methods rely on measurements (such as bacterial growth or DOC) in the water phase although they differ in protocol and interpretation of results. However, microbial activities in drinking water distribution systems take place predominantly on surfaces. Since the conditions in a drinking water distribution system are definitely un-

favorable to microbial growth in suspended form (low nutrient concentration, relatively short detention time, presence of disinfecting agent) the only survival strategy for microorganisms is attachment to and colonization of wall surface. By attaching to the surface microorganisms can be protected from washout and can exploit larger nutritional resources either accumulated at the surface or directly from the flowing water. Additionally, attached bacteria appear less affected by disinfecting agents (LeChevalier et al., 1984; Herson et al., 1987) possibly because extracellular polymeric substances, which form a matrix binding the cells to the surface, act as an effective protective coating against the disinfectant. Thus, microbial attachment and surface colonization are important factors contributing to degradation of drinking water quality. Despite the importance of bacterial associations with surfaces none of the available methods for assessment of water biostability (AOC or BDOC) directly addresses this issue. Rather, they either rely completely on activities of suspended-growth cells or, if attached biomass is employed, its activity is deduced from water phase measurements. These considerations stimulated the development of new method for assessment of water biostability.

METHOD DESCRIPTION

Method Rationale. In the developed method, growth rates of attached bacteria indigenous to tested water are used as an indication of the ability of water to support microbial activities. It is believed that the growth of such microorganisms provides a better representation of water characteristics than other available methods. Bacterial growth rate is measured by counting microcolonies of different sizes on the surface of a rotating disk exposed to tested water. Rotating disk was used because of its well-known hydrodynamics and uniform mass transfer to the surface. A brief description of the methodology is provided in the following sections.

Rotating Disk System. Rotating disk system used in this project consists of a C-PVC disk, 2.25 inches in diameter, mounted at the end of the shaft of a variable speed motor. The shaft extends into in a 2-gal. cylindrical autoclavable Nalgene tank through a hole in a cover. The disk is positioned in the middle of the tank. The tank is fitted with an inlet at the bottom and an outlet at the top for continuous flow tests. The volume of water is 7 L (1.85 gal). During all tests the disks were rotated at 200 rpm. Under these conditions laminar flow regime was maintained ($Re = 1.7 \cdot 10^4$) while the hydrodynamic shear stress varied from zero at the center of the disk to the maximum value of 2.2 N/m^2 at the edge. This maximum value corresponds to shear stress at the wall of a 20-in. pipe at water velocity of 1 m/s (3 fps).

Experimental Protocol. Prior to each test new PVC disks were thoroughly washed with detergent, rinsed 5 times in DI water and soaked in a solution of potassium dichromate (0.04 M $K_2Cr_2O_7$ + 1:1 H_2SO_4) overnight to oxidize any organic material on the surface. The PVC disks were then rinsed 5 times with DI water, autoclaved for 30

min at 121°C and stored in closed sterile containers. The disk were mounted in a rotating disk system and exposed to tested water. After the testing period the disks were carefully removed and attached bacterial cells enumerated.

Enumeration Method. The surface of a tested disk was stained with acridine orange solution ($1:10^4$) previously filtered through 0.2 μm filter to remove any particles. The tested surface was exposed to the stain for 5 min and air dried. For cell counting a region on the disk was selected according to experimental schedule and observed in UV light under an epifluorescent microscope (Zeiss, 1000x, oil immersion). In each region on the disk ten viewfields were randomly selected for counting of one-, two- and four-cell colonies. Both green and orange fluorescing cells were normally counted. In most of the cases, the number of bacterial cells in a single viewfield was small enough that the cells belonging to different microcolonies were widely separated and did not pose difficulties in recognition of colonies. The only problems encountered during the tests were in a few cases when surface colonization progressed to such extent that even individual cells were too numerous to count.

Estimation of Growth Rate. After a period of time total number of attached bacterial cells and their distribution among colonies of various sizes is a function of initial number of cells and the rates of growth, attachment and detachment. For the purpose of this project a simple model of microbial colonization has been applied. The model originally proposed by Caldwell et al. (1983) has been extended from steady state to transient conditions and made suitable for estimation of microbial growth rate.

According to the model the rate of change of numbers of single-cell colonies C_1 can be expressed by the difference between the attachment rate A of single cells and their growth rate μ

$$dC_1/dt = A - \mu C_1 \qquad (1)$$

Similarly, the rate of change of numbers of two-cell colonies C_2 is equal to the difference between the growth rate of single-cell colonies and the growth rate of two-cell colonies which are transformed into four-cell colonies

$$dC_2/dt = \mu C_1 - \mu C_2 \qquad (2)$$

Analogous equations can be developed for the number of four-cell colonies C_4, eight-cell colonies C_8, e.t.c.

$$dC_4/dt = \mu C_2 - \mu C_4 \qquad (3)$$

$$dC_8/dt = \mu C_4 - \mu C_8 \qquad (4)$$

The set of these equation allows to calculate the number of colonies of various sizes as a function of time for specified attachment rate A, bacterial growth rate μ and initial number of cells on the surface.

A simple transformation of Eq. 1 - Eq. 4 indicates that the ratios

$$C_2/C_1, \quad C_4/C_1, \quad \ldots, \quad C_i/C_1 \tag{5}$$

are functions of only dimensionless time $\tau = \mu \cdot t$ (Fig. 1) and independent of the rate of attachment. Thus, by examining observed ratios C_i/C_1 (in practice limited to two- and four-cell colonies) after a period of time t it is possible to find a corresponding value of τ from Fig. 1 and then to estimate microbial growth rate μ

$$\mu = \tau/t \tag{6}$$

It should be noted that if C_i/C_1 ratios are available for two different colony sizes (say, C_2/C_1 and C_4/C_1) two estimates of μ are available.

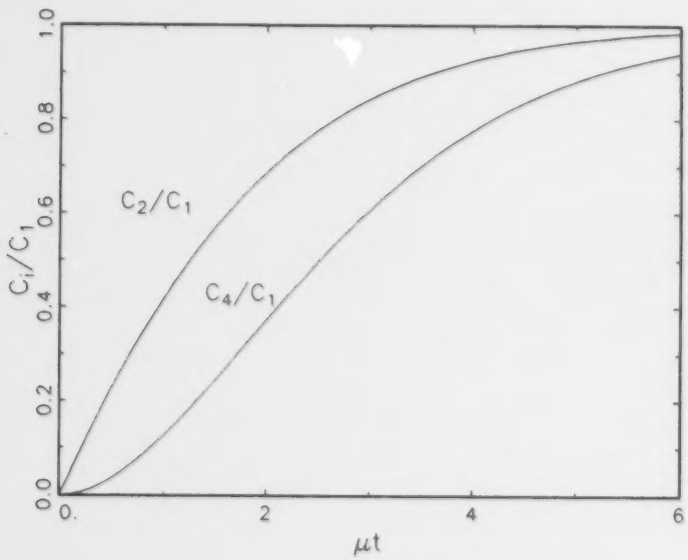


FIG. 1. C_i/C_1 AS A FUNCTION OF DIMENSIONLESSGROWTH RATE $\mu \cdot t$

PILOT AND FULL SCALE TESTS

The developed method was employed applied to monitor biostability of water in two test periods: 17 weeks pilot scale in winter 1990 and 11 weeks full and pilot scale in summer 1991. In both tests, raw water was treated by coagulation and sedimentation before further

treatment (settled water). Settled water characteristics are presented in Table 1 . In the first period the settled water was ozonated (dose 1.5 and 3 mg/l O_3) and then filtered through two parallel filtration systems. First system consisted of a dual-media filter (28 in. anthracite and 8 in. sand) followed by a GAC adsorber (48 in.). The second system consisted of a single GAC/sand filter (28 in. GAC and 8 in. sand). An identical filtration setup was used as a control for non-ozonated settled water. All GAC used in the pilot scale was previously used for 1.5 years and its adsorptive capacity was exhausted. Filtration rates of 1, 3 and 5 gpm/ft^2 were used in the tests.

TABLE 1. SETTLED WATER CHARACTERISTICS

Parameter	Winter	Summer
Temperature, °C	10-15	18-22
Turbidity, NTU	0.5-1	0.3-0.8
Color, pcu	2-5	2-5
TOC, mg/l	1.4-1.8	2.1-3.2
pH	6.9-7.2	6.9-7.8
Alkalinity, mg/l $CaCO_3$	45-50	45-50
Hardness, mg/l $CaCO_3$	50-55	45-50

In the second test period, settled water was ozonated in a full scale ozone contactor (dose 1-4 mg/l O_3). Ozonated water was then filtered through the same two parallel pilot-scale filter systems (i.e. GAC/sand and dual media followed by GAC) at 3 gpm/ft^2. Ozonated water was also filtered through a full-scale GAC/sand filter (identical to the GAC/sand pilot filter) at the filtration rate 2-5 gpm/ft^2. A single pilot scale GAC/sand filter was used as a control and was supplied with settled non-ozonated water.

During both periods microbial growth rate was determined weekly for all filter effluents, settled water and during the summer period also for ozone contactor effluent. Optimum test duration was from 24 to 48 hours.

RESULTS AND DISCUSSION

Comparison with AOC Method. During the winter period, regular AOC measurements were conducted by the water utility laboratory employing a modified method developed by Van der Koij and co-workers (1982). The resulting values were correlated with microbial growth measurements μ. The details of this comparison were presented by Hermanowicz and co-workers (1991). A good correlation was found between the growth rate μ and AOC measured with Pseudomonas fluorescens P17 (Fig. 2) The relationship is typical for microbial growth; increasing AOC concentrations correspond to higher growth rates until a maximum growth rate is achieved. It should be noted that, at the same AOC concentration, the growth rate of microorganisms exposed to non-

ozonated water was lower than for ozonated water. If μ represents the ability of water to support microbial growth, it appears that water treatment will influence any biostability criteria expressed as AOC.

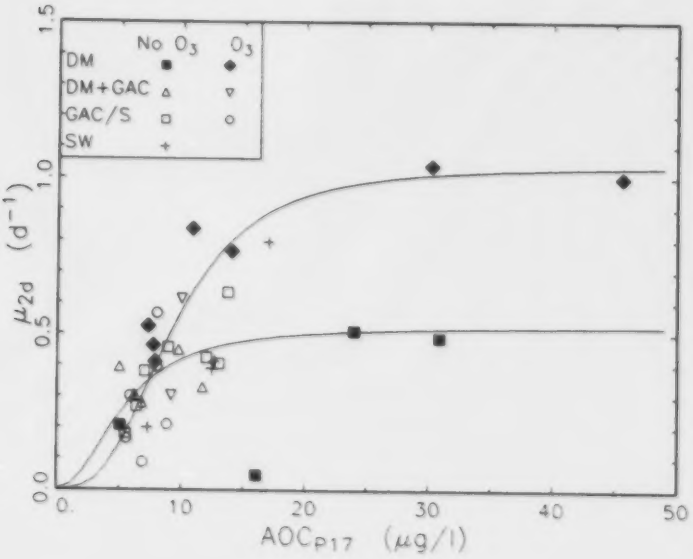


FIG. 2. MICROBIAL GROWTH RATE μ AND AOC (P17)

Treatment Effect and Seasonal Variations. Microbial growth rates were determined for all filter effluents during both test periods. Average values of μ are shown in Table 2 . As indicated by an increased value of μ, water after ozonation was less biologically stable and could better support microbial growth. Subsequent filtration brought about a reduction of the growth rate. Among different types of filters GAC/sand filters (pilot and full scale) were most effective in decreasing μ while dual media filter was least effective. After filtration through the GAC/sand filter microbial growth rate approached that of settled water before ozonation.

Fig. 3 presents a comparison between growth rates in settled water and ozonated GAC/sand filter effluents during winter/spring and summer fall periods. It is evident that bacterial growth rates were considerably higher during the summer than in winter. The same conclusion can be drawn for other treatment (Table 2) although rigorous

statistical comparison was not attempted. Such big differences may be caused by temperature difference (10-15°C in winter and 18-22°C in summer) or differences in water quality.

TABLE 2. AVERAGE GROWTH RATES DURING TWO TEST PERIODS

Treatment	Winter		Summer	
	μ_{avg}	st.dev.	μ_{avg}	st.dev.
Settled Water	0.371	0.213	0.727	0.105
Ozone Contactor	-	-	1.23	0.267
Pilot Dual Media (DM) Filter	0.646	0.274	1.09	0.415
Pilot DM+GAC Filter	0.488	0.166	1.01	0.258
Pilot GAC/sand Filter	0.330	0.198	0.861	0.266
Full Scale Filter	-	-	0.919	0.212

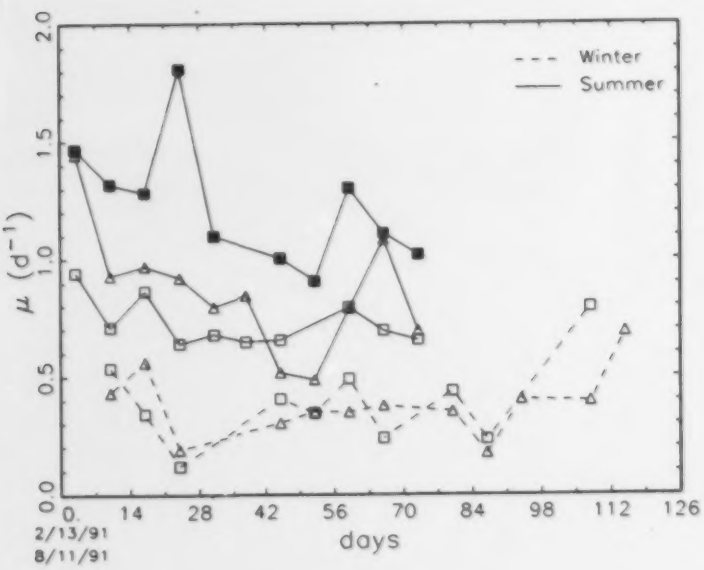


FIG. 3. SEASONAL VARIATIONS OF MICROBIAL GROWTH RATE
■ - OZONATED WATER, □ - SETTLED WATER,
△ - GAC/SAND FILTER

CONCLUSIONS

- A novel, substantially simpler method for assessment of drinking water biostability was proposed. The method is based on direct measurements of growth rate μ of indigenous bacteria.
- Ozonation increased substantially microbial growth rate. Filtration of ozonated water reduced the growth rate, in some cases to the level of settled water before ozonation.
- Observed growth rates were markedly higher in summer than in winter either due to temperature or water quality changes.
- Observed microbial growth rates μ correlated well with AOC(P17) concentrations. Ozonations had a significant effect of the relationship between AOC and μ.

ACKNOWLEDGEMENTS

This research was partially supported by the American Water Works Research Foundation. Technical help of East Bay Municipal Utility District, Oakland, CA is greatly appreciated.

REFERENCES

Caldwell, D.E., Malone, J.A., Kieft, T.L. (1983). Derivation of a Growth rate Equation Describing Microbial Surface Colonization. Microb. Ecol., 9, 1-6.

Characklis, W.G. (Ed.) (1988). Bacterial Regrowth in Distribution Systems. AWWA Research Report, AWWA, Denver, Co., January 1988.

DeWaters, J.E., DiGiano, F.A. (1990). The Influence of Ozonated Natural Organic Matter on the Biodegradation of a Micropollutant in a GAC Bed. J. AWWA, 82 (8), 69.

Hermanowicz, S.W., Jolis, D., Price, M., Rohan, J. (1991). Growth of Attached Bacteria in Drinking Water: A Method for Assessment of Water Biostability. Proc. AWWA Water Quality Technol. Conf., Orlando, November 1991.

Herson, D., McGonigle, B., Payer, M., Baker, K. (1987). Attachment as a factor in the protection of Enterobacter cloacae from chlorination. Appl. Env. Microbiol., 53, 1178.

Howard, N.J. (1940). Bacterial depreciation of water quality in distribution systems. J. AWWA, 32, 1501

Huck, P. (1990). Measurement of Biodegradable Organic Matter and Bacterial Growth in Drinking Water. J. AWWA, 82, (7) 78.

Hudson, L.D., Hankin, J.W., Battaglia, N. (1983). Coliforms in a water distribution system: a remedial approach. J. AWWA, 75, 564.

Joret, J.C., Levi, Y. (1986). Rapid Method for Measurement of Biologically Degradable Carbon in Water (in French). Trib. CEBEDEAU, 510 (39) 3-8.

Kenny, F.A., Fry, J.C., Breach, R.A. (1989). Development and Operational Implementation of a Modified and Simplified Method for Determination of Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. Water Sci. Techn. 21, 155.

LeChevalier, M.W., Hassensuer, T.S, Camper, A.K, McFeters, G.A. (1984). Disinfection of Bacteria Attached to Granular Activated Carbon. Appl. Env. Microbiol., 48, 918.

Martin, R., Gates, W., Tobin, R., Grantham, D., Wolfe, P., Forestall, P. (1982). Factors affecting coliform bacteria growth in distribution systems. J. AWWA, 74, 34.

O'Connor, J.T., Hash, L., Edwards, A.B. (1975). Deterioration of water quality in distribution systems. J. AWWA, 67, 113.

Reasoner, D.J. (1988). Drinking water microbiology research in the United States. Proc. Intnl. Conf. Water and Wastewater Microbiology. Newport Beach, Ca., February, 1988.

Ridgway, H.F., Olson, B.H. (1981). Scanning electron microscope evidence for bacterial colonization of a drinking water distribution system. Appl. Env. Microbiol., 41, 274

Servais, P., Anzil, A. Ventresque,C. (1989). Simple Method for Determination of Bioderadable Dissolve Organic Carbon in Water. Appl. Env. Microb., 55, 2732-2734.

US EPA (1989a). Filtration and Disinfection; Turbidity; Giardia lamblia, Viruses, Legionella, and Heterotrophic Bacteria. Final Rule. Federal Register, 54 (124), 27486 (June 29, 1989).

US EPA (1989b). Total Coliform. Final Rule. Federal Register, 54 (124), 27547 (June 29, 1989)

Van der Koij, D., Visser, A., Hijnen, W. (1982). Determining the Concentration of Easily Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. J. AWWA, 74, 540.

Van der Koij, D. (1990). Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. McFeters, G.A. (ed.) Drinking Water Microbiology, Springer, New York.

Victoreen, H.T. (1984). Controlling corrosion by controlling bacterial growth. J. AWWA, 76, 87.

Werner, P. (1984). Investigation on the Substrate Character of Organic Substances in Connection with Drinking Water Treatment (in German). Zbl. Bakt. Hyg., 180 (1), 46.

Élimination des composés spécifiques par absorption sur charbon actif : effets de compétition matières organiques

(The Removal of Specific Compounds by Activated Carbon Absorption: Competition Effects of Organic Matters)

F. Bernazeau, P. Charles, J.P. Duguet,
Lyonnaise des eaux-Dumez,
Centre International de Recherche sur l'Eau et l'Environnement (CIRSEE), Le Pecq, France

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Phototransformations de composés phytosanitaires en milieu aquex

(Phototransformation of Phytosanitary Compounds in Aqueous Medium)

Olivier LeBrun
University of Alberta
Edmonton, Alberta

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Utilisation des membranes pour l'enlèvement de la turbidité et de la couleur d'origine naturelle dans l'eau du lac des Deux-Montagnes

(Use of Membranes for the Removal of Colour and Turbidity from the Deux-Montagnes Lake)

J.-F. Demers et M. Kyriacos
Zenon Environnement Inc.
Anjou (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

SEASONAL VARIATIONS IN HUMIC SUBSTANCES AND THEIR REDUCTION THROUGH WATER TREATMENT PROCESSES

M.T. Alarcon Herrera, N. Biswas and J.K. Bewtra
Department. of Civil and Environmental Engineering
University of Windsor
Windsor, Ont., N9B 3P4

INTRODUCTION

Humic substances account for approximately 50% of the dissolved organic carbon (DOC) in most natural waters. These natural compounds adversely affect the quality of drinking water in many ways. For instance, they serve as precursors to the formation of chlorinated compounds, possess ion-exchange and complexing properties that include association with toxic elements and micropollutants, serve as precursors for the organic compounds that are formed by oxidation during the ozonation process, can compete with pollutant compounds for adsorption sites in activated carbon adsorption and can precipitate in the distribution system.

The nature of humic substances and their complex character vary seasonally and with geographical location. This can be an important factor influencing the performance of the water treatment processes and the formation of trihalomethanes (THMs) upon chlorination. The properties of humic materials play a pivotal role in their reduction in typical water treatment processes. One of the most important attributes is molecular mass (MM), because certain processes, such as coagulation and adsorption, are most effective in removing only specific MM fractions.

This study was initiated to investigate the seasonal variations and the specific molecular mass distribution (MMDs) of humic substances in the natural water used as a source for Windsor, Ontario, and their removal in the conventional water treatment processes.

EXPERIMENTAL MATERIALS AND METHODS

WWTP and Water Sampling. Water samples were collected from the Detroit River at the intake of Windsor Water Treatment Plant (WWTP) in Windsor, Ontario. The WWTP is a conventional plant that employs prechlorination, coagulation-flocculation- sedimentation , filtration, and chlorination (Figures 1 and 2) . Alum and polyelectrolytes are used as coagulant and coagulant aids in the coagulation-flocculation process. Prechlorination is normally carried out in both the plant-intake and rapid mix units, but, during summer time prechlorination has been changed to plant-intake and sedimentation units. Also, during summer, the powder activated carbon (PAC) is added to prevent taste and odour problems. The clarified water from the sedimentation basins is filtered through a dual-media filter bed (anthracite and sand). This process is followed by postchlorination.

The WWTP, designed to treat 181,800 m^3/day, was treating an average of 159,100 m^3/day during 1992. General water characteristics of Detroit River are shown in Table 1. The water-sampling points, selected for the isolation of humic substances and investigation of their characteristics and removal behaviour in the WWTP

included: (1), source water (raw-water),(2) after coagulation-sedimentation, (3) after filtration and (4) after postchlorination (Tap-water) as shown in Figure 2. These samples were collected and analyzed once a month over a one-year period.

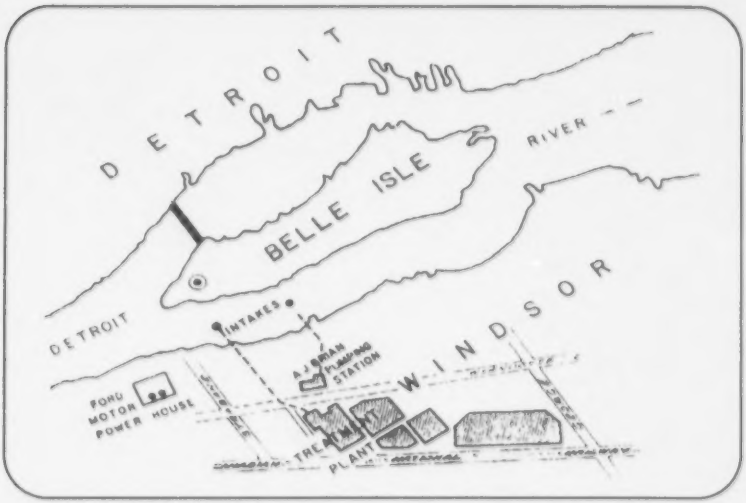


Figure 1. WINDSOR UTILITIES COMMISSION PLANT LOCATION

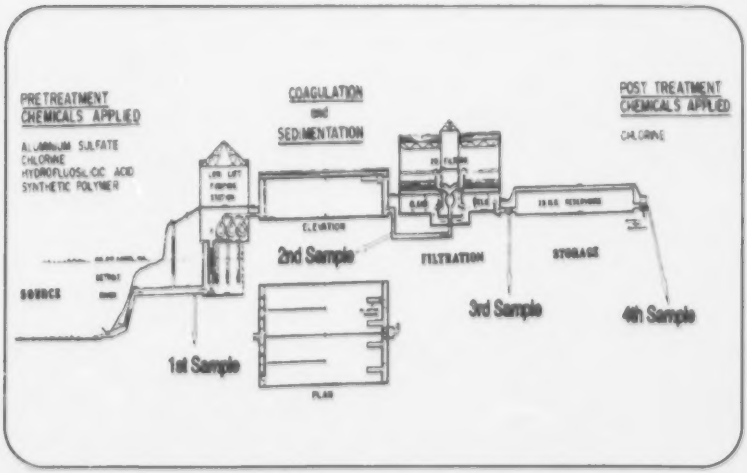


Figure 2. WINDSOR UTILITIES COMMISSION PLANT LOCATION

Table 1 WWTP RAW AND FILTERED WATER ANALYSIS - 1991

CHEMICAL ANALYSIS		RAW		FILTERED	
		HIGH (mg/L)	LOW (mg/L)	HIGH (mg/L)	LOW (mg/L)
Aluminum	Al	1.17	0.26	0.21	0.06
Ammonium	NH_4	0.02	< 0.01	< 0.01	< 0.01
Calcium	Ca	33.3	22	32.6	25.6
Cadmium	Cd	0.0001	< 0.001	< 0.001	< 0.001
Carbon Dioxide	CO_2	2	0	11	4
Chloride	Cl	14.3	9.1	13.5	10.2
Chromium	Cr_6	< 0.001	< 0.001	< 0.001	< 0.001
Dissolved Oxygen	D.O.	14	8.2	13.8	8.4
Cooper	Cu	0.02	0	< 0.003	< 0.001
Fluoride	F	0.16	0.04	1.21	0.99
Iron	Fe	0.52	0.03	0.07	0.01
Lead	Pb	0	< 0.001	0	< 0.001
Magnesium	Mg	7.3	5.4	7.2	5.4
Nitrate	NO_3	0.91	0.51	0.86	0.36
Phosphorous	P	0.02	0.01	0.01	< 0.002
Potassium	K	2.1	1.2	2.1	1.1
Silicon	Si	0.73	0.32	0.92	0.44
Sodium	Na	7.1	5.6	6.9	5.6
Sulphate	SO_4	23.5	19.4	26	20.8
Zinc	Zn	0.06	0.01	0.01	< 0.001
Solids (mg/L)					
Suspended		34.4	2.3	0.6	0.2
Dissolved		190	136	187.6	132
Total		220	138.3	188	132.5
Alkalinity (as mg/L Calcium Carbonate)					
hydroxide		nil	nil	nil	nil
Norm Carbonate		nil	nil	nil	nil
Bicarbonate		98.1	81.2	88.8	70.7
Total		98.1	81.2	88.8	70.7
Hardness (as mg/L Calcium Carbonate)					
Hydroxide		nil	nil	nil	nil
Carbonate		98.1	81.2	88.8	70.7
Non-Carbonate		21.1	7.1	33.9	16
Total		122	96	119	100
Physical Examination					
Colour		4	< 1	2	< 1
Taste/odour		--	--	--	--
Turbidity		74	3.2	0.95	0.3
Temperature		25	1	24	2
pH		8.3	8	7.6	7.1

Concentration of Humic Substances. The humic substances in water samples from the four WWTP sampling points were concentrated and isolated as a hydrophobic fraction of dissolved organic matter by methyl methacrylate resins (XAD-8) adsorption procedures, (Thurman-Malcom method) [1].

Typically 10 L of samples from each point were collected in glass bottles previously cleaned according to the Standard Methods [2]. The samples were then filtered through a glass fiber membrane filter (0.45 microns) to remove suspended matter. After filtration, the pH of the sample was lowered to 2 with concentrated HCl and pumped through a glass column of XAD-8 at 10 bed volumes per hour. Prior to column packing, the resin was cleaned with successive treatments of 0.1 N NaOH for 5 days until the DOC[1] of the rinse was less than 10 mg/L. Finally, it was soxhlet-extracted sequentially with hexane, acetonitrile, and methanol for 24 hours each. The resin was packed as a methanol water slurry and then rinsed with distilled-deionized water until free of methanol (less than 1 mg/L DOC). At this point, and prior to passing the sample, the column was cleaned with 0.1 N NaOH and 0.1 N HCl three times each alternating between the two solvents.

The hydrophobic acids adsorbed onto XAD-8 were eluted in reverse direction with 0.1 N NaOH at a flow rate of 5-bed volumes per hour. The humic substances were monitored and recuperated from the effluent by detecting the effluent UV absorbance[2] at 254 nm. (Figure 3). The DOC of the concentrated sample increased from an average of 2 mg/L to 80 mg/L.

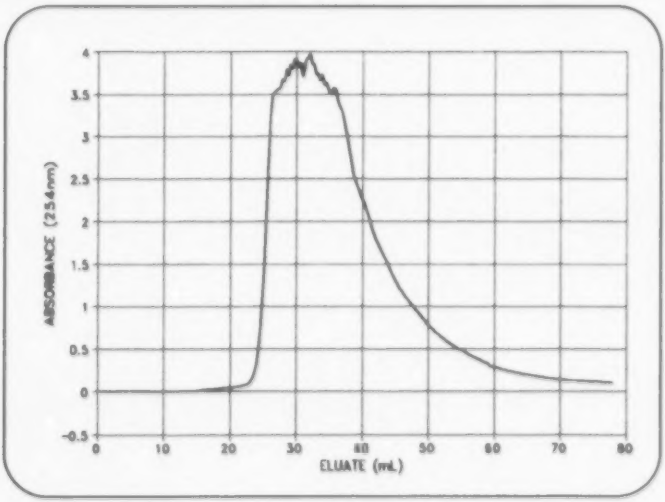


Figure 3. HUMIC SUBSTANCES MONITORING

Apparent Molecular Mass Distribution. Gel permeation chromatography (GPC) was used to determinate the apparent molecular mass distribution (AMMD) of humic substances. A-400 mm Pharmacia C-16/40 chromatography glass column having a 16-mm i.d. was used. The column was filled with Sephadex G-75 gel[3]. Deionized-distilled water, buffered with 10^{-3} M $NaHCO_3$, degassed and filtered through a 0.45 microns membrane filter, was employed as the eluent solution. In a typical fractionation run, 1 mL of the isolated sample was applied at the top of the

1 DOHRMANN DC-180 Carbon Analyzer
2 Hewlett Packard 8452 A, Diode Array Spectrophotometer
3 Pharmacia, Piscataway, N. J. 08854

column into a continuous flow of eluent. Organics in the effluent from the gel column were continuously monitored with an spectrophotometer at 254 nm.

The G-75 column was calibrated with several proteins : albumin (MM = 67,000), ovalbumin (MM = 43,000), chymotripsinogen A (MM = 25,000), ribonuclease A (MM = 13,700), cytochrome C (MM =) and vitamin B-12 (MM = 3,500). Blue dextran 2000 (MM = 2,000,000) was used to determine the void volume of the column. The calibration resulted in a straight line on a semi-log plot of molecular mass vs. elution volume.

RESULTS AND DISCUSSION

Apparent Molecular Mass Distribution. The MMDs were determined from the protein calibration curve. The molecular masses reported here for the humic substances are approximate or "apparent". The molecules comprising the humic compounds are likely to have different structural characteristics than those of the calibration proteins, and are therefore likely to behave somewhat differently in the gel permeation process. Nonetheless, while GPC can not provide absolute values of molecular mass as do other sophisticated analytical techniques, e.g. small-angle X-ray scattering, [3], this technique provides an "index " of AMMDs that can be used for relative comparisons of qualitative differences between humic substances from different sources and for evaluation of the relative effects of different treatments [4, 5, 6].

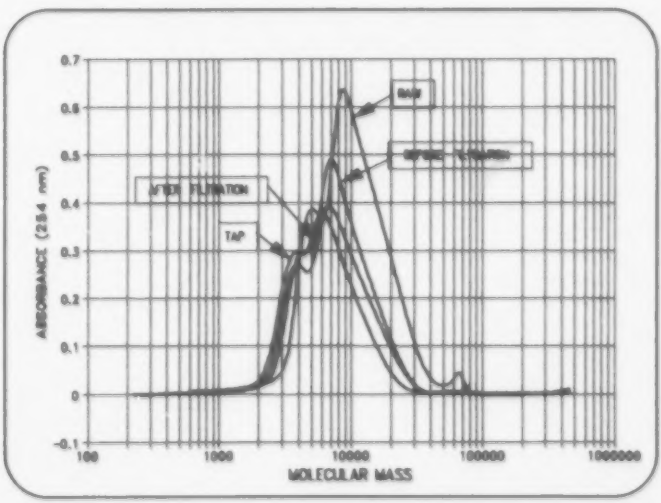


Figure 4. APPARENT MOLECULAR MASS DISTRIBUTION.

Figure 4 shows a typical GPC chromatogram with the AMMDs of humic substances dissolved in the raw and treated waters. The molecular mass of the raw water sample was apparently distributed into three components of different molecular

mass: a low molecular mass component of less than 3000, a middle molecular mass component of 3000 to 8000 and a high molecular mass component of 8000 to 63000. Other researchers have observed similar fractions of molecular mass components [5,8].

During the treatment processes, basically the same ranges of AMMDs were detected. The percent relative composition for high molecular mass had decrease as water passed through various treatment process, but the low molecular mass fraction had increased. This is further illustrated in Figure 5, where the percent relative compositions of the samples for the three different components are shown as: Peak No. 1, Peak No. 2, and Peak No. 3 respectively. It is interesting to note that the percent relative composition of samples from different stages of treatment remains practically the same.

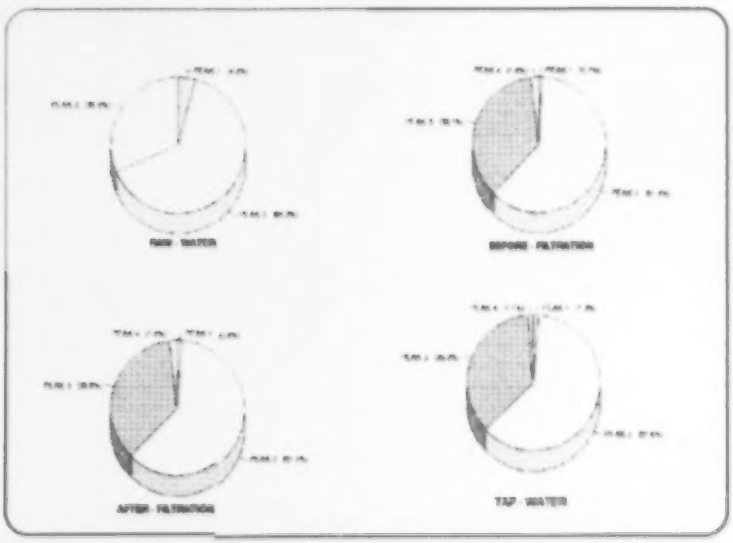


Figure 5. PERCENT RELATIVE DISTRIBUTION OF DIFFERENT MOLECULAR MASS

It was observed that each additional treatment process had further reduced the three different peaks. As an average over the year, the first peak was reduced by 76 percent after the coagulation-sedimentation process, the second peak was reduced by 40 percent, and the third peak was reduced by 30 percent as shown in Table 2. After filtration, the additional reduction was small, about 2 percent. The reduction continued after chlorination; however, an increase was detected in four samples. It should be noted that in 50 percent of the samples taken after coagulation-sedimentation process, a fourth peak in the molecular mass of less than 400 was detected. The occurrence of this peak was probably due to prechlorination.

Table 2 PERCENTUAL REDUCTION OF THE THREE DIFFERENT MOLECULAR MASS COMPOUNDS DETECTED DURING THE TREATMENT PROCESSES.

DATE	PEAK 1				PEAK 2				PEAK 3			
	Raw Water	Before Filtration	After Filtration	Tap Water	Raw Water	Before Filtration	After Filtration	Tap Water	Raw Water	Before Filtration	After Filtration	Tap Water
Jul-91	100	4	0.8	0.1	100	68.8	42.9	38.6	100	121.8	72.1	65.6
Aug-91	100	15.1	30.4	11.8	100	42.9	64.3	28	100	131.2	109.7	52.2
Sep-91	100	7.5	11.7	10.2	100	68.7	61.2	48.4	100	49.3	47.1	48.4
Oct-91	100	0	10.6	33.2	100	84.5	70.4	79.8	100	66.5	73.9	108.6
Jan-92	100	10.8	27.5	14.6	100	63.6	60.2	33.8	100	35.4	40.1	25.3
Feb-92	100	30.9	32.6	10.8	100	70	68.5	30.1	100	83.5	71.2	71.8
Mar-92	100	3.6	6.8	3.5	100	39.6	35.5	44.1	100	65.7	56.6	70.3
Apr-92	100	15.4	8.8	37.1	100	73	60.8	54.8	100	66.4	71.4	72.3
May-92	100	29.7	5.6	17.1	100	48.5	49.8	51.9	100	98.5	78.2	69.5
Jun-92	100	40.2	42.5	100	100	35.6	52.7	45	100	20.1	34.3	24.8
Jul-92	100	33.6	75	39.4	100	84.6	70	58.1	100	69.6	65.5	54.9
Aug-92	100	96	28.1	41.2	100	40.7	70.8	64.1	100	43		
RESIDUAL		23.9	23.37	26.58		60.04	58.93	48.06		70.92	65.46	60.34
REDUCTION		76.1	76.63	73.42		39.96	41.08	51.94		29.08	34.54	39.66

Humic Substances. The seasonal variations in concentration of humic substances is shown in Figure 6. There was a general trend: it remained almost constant during the winter months, increased during the spring when the turn-over in waters bodies occurred, reached a maximum in April, decreased during May and June, increased again during the summer months and decreased during fall.

Figure 7 shows the seasonal variation of THMs concentrations in WWTP tap water as reported by the Ontario Ministry of The Environment [7]. A similar trend is observed for trihalomethanes which are formed during chlorination of humic substances. The maximum values were reported in April 1992 and the summer months of 1991, whereas minimum values were obtained during the fall.

The seasonal variations in humic substances, shows distinct association to variations in raw-water turbidity, chlorine demand and powder activated carbon (PAC) dose. These data were obtained from WWTP and are shown in Figure 8. It can be seen that both humic substances and turbidity show similar trends, with peaks in April and low values in fall. It is further observed that the chlorine demand during prechlorination is extremely high when PAC was added. It is attributed to the adsorption of chlorine by PAC. After adjusting the chlorine prechlorination demand for PAC, it is observed that the chlorine demand during chlorine prechlorination is high in April when both humic substances and turbidity are high. This corresponds to high THMs concentration.

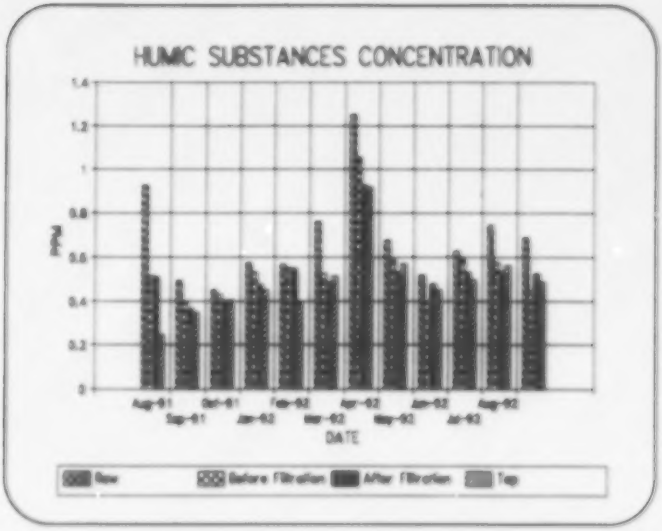


Figure 6. SEASONAL VARIATION OF HUMIC SUBSTANCES

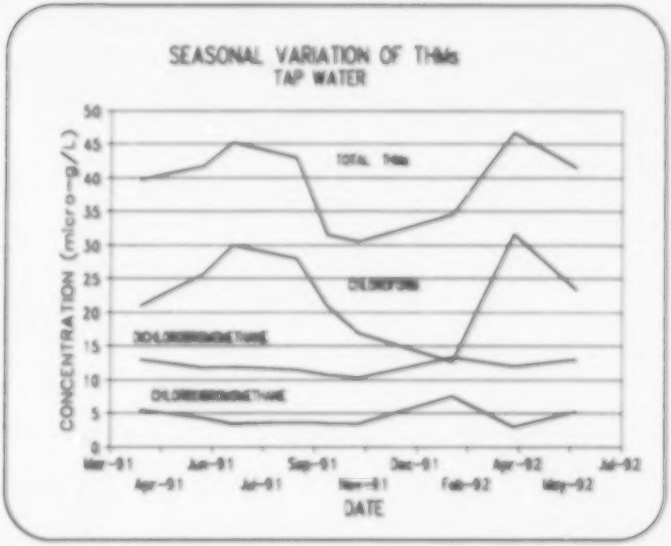


Figure 7. THMs SEASONAL VARIATION REPORTED BY MOE [7]

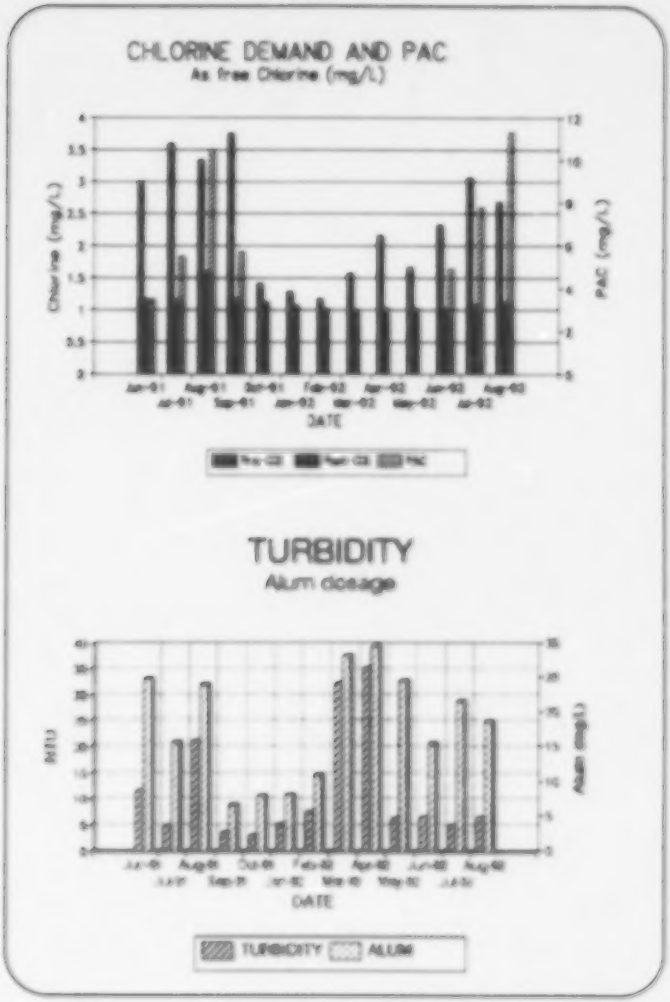


Figure 8. CHEMICAL DOSAGE IN WWTP

CONCLUSIONS

Over a period of one year, humic substances in raw and treated water from WWTP were isolated and quantified in terms of dissolved organic carbon in order to identify their seasonal variations. Their apparent molecular mass distribution was determined through the use of gel permeation chromatography. Using these data, their removal through the different processes in the water treatment plant was evaluated.

The results of this research show significant seasonal variations in humic substances concentrations and these values are influenced by the turn-over of water bodies. In 1992, the maximum concentration was detected in April and the minimum concentration in January.

Three different molecular mass compounds were identified in the raw water. A fourth compound was detected in some samples after the coagulation-sedimentation process. The percent relative composition of samples from different stages of treatment remained practically the same. However, the total amount of organic compounds (humic substances) in the drinking water, as revealed by the apparent molecular mass distribution chromatograms had reduced. The greatest reduction was detected after the coagulation-sedimentation process, where 76 percent of the high molecular mass compounds and 30 percent of the low molecular mass compounds were either transformed in chemical composition or removed.

There appears to be a relationship between turbidity, chlorine demand (during prechlorination), and humic substances concentrations. When the humic substances concentrations are high, generally the turbidity and chlorine demand are also high. This corresponds to high total THMs concentration in the drinking water.

REFERENCES

1 **Earl M. Thurman and Ronald L. Malcolm.**, Preparative isolation of Aquatic Humic Substances. Environ. Sci. Technol. 1981, vol.15 No.4 pp 463.

2 APHA-AWWA-WPCF, Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater. 1989, 17th Edition.

3 **Earl M. Thurman. R.L. Wershaw, R.L. Malcolm and D.J. Pinckney.**, Molecular Size of Aquatic Humic Substances. Org. Geochem. 1982, vol. 4 pp. 27 .

4 **Paul A. Chadik and Gary L. Amy.**, Journal of Environmental Engineering, 1987, vol 113, No. 6, pp 1234.

5 **Abdullah M. El-Rehaili and Walter J. Weber Jr.**, Water Research. 1987, vol. 21, No. 5 pp.573.

6 **Gary L. Amy, Michael R. Collins, C. James Kuo, and Paul H. King.**, Comparing Gel Permeation Chromatography and Ultrafiltration for the Molecular Weight Characterization of Aquatic Organic Matter. Journal A.W.W.A. 1987, vol. 79 pp 43.

7 **Minister of the Environment**. Private communication. Windsor Utilities Commission. Aug. 1992.

8 **John N. Veenstra, Jerald L. Schnoor.** Seasonal Variations in Trihalomethane Levels in an Iowa River Water Supply. J. AWWA Oct. 1980 pp. 583.

La demande de chlore et la formation de THM et de TOX dans une chaîne biologique de traitement des eaux potables

(Chlorine Demand, THM and TOX Formation in the Chain of Biological Treatment of Drinking Water)

H. Baribeau, R. Desjardins, M. Prévost, D. Duchesne, P. LaFrance,
École Polytechnique de Montréal, Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

THE IMPACT OF OZONATION AND BIOLOGICAL TREATMENT ON DISINFECTION BY-PRODUCTS

Hiba M. Shukairy, R. Scott Summers
Civil and Environmental Engineering Department
University of Cincinnati
Cincinnati, Ohio 45221-0071

and

Richard J. Miltner
Drinking Water Research Division
U.S. Environmental Protection Agency
Cincinnati, Ohio 45268

INTRODUCTION

Disinfection of drinking water leads to the formation of disinfection by-products (DBPs). Organic and inorganic DBPS are formed by the reaction of the disinfectant with natural organic matter (NOM) and with inorganic compounds, respectively. Some of these DBPs are regulated or are being considered for regulation because of the health concern associated with them. In the seventies, trihalomethanes (THMs) were the first group of DBPs that were regulated with a maximum contaminant level (MCL) of 100 μg/L. This MCL may be reduced in the near future and MCLs may be set for the individual species.

In an effort to minimize DBP formation while still providing microbially safe water, modifications in drinking water treatment have become necessary. These include the use of alternative disinfectants and more efficient DBP precursor removal.

Microbial regrowth in the distribution system can be controlled by limiting nutrient availability and by the presence of residual disinfectant. Ozonation often increases the biodegradable organic carbon in the water which would serve as a nutrient for the microorganisms. (Langlais et al., 1991). Aldehydes and other oxidation by-products are among these biodegradable ozone DBPs. Ozone also reacts with bromide and generates bromate, an inorganic DBP that may be regulated in the future.

In the presence of bromide, the halogenated DBPs are a mixture of brominated and chlorinated products. Ozone or chlorine can oxidize bromide to form free bromine which can react with NOM. Typically, the speciation shifts to the more brominated DBPs (Amy et al., 1991) as the rate of bromine substitution is believed to be faster than chlorine substitution (Symons et al., 1987). Bromate is formed by the further oxidation of hypobromite.

Ozonation used in drinking water treatment does not seem to significantly affect the organic carbon concentration, but does change the nature of the precursor compounds. The concentration of halogenated DBPs formed by subsequent chlorination is often decreased when compared

to that formed with no pretreatment (Reckhow and Singer, 1984, Shukairy and Summers, 1992a, Miltner et al., 1992). Upon ozonation, the bromide concentration decreases because of the formation of bromate, and consequently the decrease in the ratio of bromide to organic matter leads to a shift in DBP speciation to the more chlorinated products.

The use of biotreatment in United States drinking water treatment plants is very limited. Biological treatment affects the nature of NOM. The dissolved organic carbon (DOC) is decreased and the reactivity to subsequent chlorination may be decreased as a consequence of the oxidation of the precursor compounds. Biotreatment downstream of ozonation may biodegrade some of the ozone DBPs and chlorine DBP precursors and minimize substrate availability for regrowth (Miltner and Summers, 1992). A review of the use of biotreatment for the control of DBPs is given by Shukairy and Summers (1992b).

Biotreatment reduces the DOC concentration, while the bromide concentration remains constant, resulting in an increase in the bromide to DOC (Br/DOC) ratio. An increase in Br/DOC has been shown to shift the speciation to the more brominated DBPs (Amy et al., 1991). Upon subsequent chlorination, DBP formation and speciation seem to be a function of: DOC, oxidation of the precursor compounds, bromide concentration and the chlorination conditions that are used, i.e. pH, temperature, holding time and the chlorine dose. At high chlorine to bromide ratios, the speciation shifts to the more chlorinated byproducts.

OBJECTIVES

This paper summarizes several recent studies on the impact of ozonation and biological treatment on DBP formation. Ozonation was characterized by the formation of ozonation DBPs such as aldehydes, assimilable organic carbon (AOC), biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) and the oxidation of bromide to bromate. The oxidation of the DBP precursor compounds and the effectiveness of biotreatment for the control of DBPs were monitored by the formation potential (FP) for total organic halogen (TOX), total THMs (TTHMs) and total measured haloacetic acid (THAAs). Special attention was also given to the impact of bromide concentration on the speciation of the DBPs.

A specific objective of this paper was to compare DBP control by batch biological treatment at the bench-scale to that by a continuous flow sand filter at the pilot-scale.

EXPERIMENTAL APPROACH

Raw Ohio River water was used in both the bench and pilot-scale biotreatment studies. Ozone was applied in a pilot-scale countercurrent reactor in both studies. For the bench-scale biotreatment, the experimental design was set up as a 6 by 3 by 2 matrix. Ozone was dosed at five selected levels and a control. Three bromide levels, 50.7 µg/L (ambient), 258, 550 µg/L, were selected. Each ozone - bromide combination was run with and without biotreatment. Biotreatment was carried out in mixed batch reactors. The water quality parameters examined were: chlorine demand,

DOC, BDOC, AOC, spectral absorption coefficient (SAC), bromide and bromate, aldehydes, TOX , THMs and HAAs.

In comparison, for the pilot-scale biotreatment, raw Ohio River water was ozonated at an ozone to DOC ratio of 0.7 mg/mg. After coagulation, flocculation and settling, the flow was split to eight parallel filters. (Miltner and Summers, 1992). The results from a fixed bed single pass filter with sand will be reported in this paper.

MATERIALS AND METHODS

Raw Ohio River water was trucked from the Cincinnati Water Works to the USEPA facility. Ozonation was conducted at room temperature in a 15 cm (6 in.) diameter countercurrent flow-through contactor. The transfer efficiency was greater than 94 percent. This ozonation system has been described in detail (Miltner et al., 1990). After each change in ozone dose, samples were collected after steady state conditions were reached, which was conservatively chosen at two times the T_{100} time based on tracer studies. Applied gas to the contactor and off-gas from the contactor were measured by UV. Dissolved ozone from the contactor was measured spectrophotometrically using the indigo trisulfonate method (Bader and Hoigne, 1981). For the bromide spike, a concentrated stock potassium bromide solution was added to the raw water before ozonation. To provide the required concentration as bromide, the rate of flow of the stock solution was varied. Samples were collected before and after contact with ozone.

For the pilot-scale system, ozonation, alum coagulation, flocculation, sedimentation and sand filtration were used. The sand filter (Filter 5), was a 3.8 cm (1.5 in.) diameter glass column containing 76 cm (30 in.) of sand (ES= 0.45 mm) supported by 20 cm (8 in.) of gravel and 10 cm (4 in) of coarse sand.

For the bench-scale biotreatment, batch reactors were used. The reactor is a modification of the Joret-Levi reactor (Joret et al., 1988). To provide enough sample for formation potential determination, a 2 L Erlenmeyer flask containing 300 ml of Ohio-River-water-acclimated-sand was used with a sample volume of 1 L. Vacuum was applied to the reactor forcing the incoming air through two water traps for scrubbing and humification. This air was to provide enough oxygen for the bacterial growth and for mixing. The samples were kept in the bioreactors for five days, and before formation potential tests, were filtered using prewashed 0.45 μm pore diameter (Millipore HV) membrane filters. Biodegradation was measured by the difference between the DOC before and after biotreatment.

DOC was measured by EPA Method 415.1 and UV absorbance was measured at 254 nm and reported as SAC. AOC was measured using the methods of van der Kooij et al. (1982,1987). Two strains of heterotrophs, Pseudomonas fluorescens P17 and Spirillum NOX, were employed in AOC determinations. Bromide and bromate concentrations were measured by ion chromatography by the method of Hautman and Bolyard (1991). The minimum detection level for bromate was approximately 7 μg/L. Aldehyde concentrations were

measured by a modification of the PFBOA derivitization method described by Miltner et al. (1991).

Samples were collected for formation potential tests before and after ozonation and after biotreatment. For formation potential determination, a 12 mg/L chlorine dose was used, at ambient pH (7.5-8.0), at 20 °C and held headspace-free in the dark for seven days. After quenching, samples were collected for DBP analyses that were based on USEPA methods: THMs were measured by EPA Method 551; TOX by EPA Method 450.1 and HAAs by EPA Method 552.

For quality assurance ten percent duplication was used. Error bars in the figures represent the range of results from the duplicate biotreatment or ozonation tests. Error bars for biotreated samples represent the range of results from two separate reactors.

RESULTS AND DISCUSSION

The experimental matrix of the bench-scale biotreatment study is summarized by the DOC results in Figure 1 which show the impact of ozonation and biological treatment on DOC concentration. For all bromide levels, ozonation did not have a significant impact on the DOC concentration. Biological treatment of the raw water (O_3/DOC ratio equal to 0 mg/mg) resulted in a 13 to 14 percent removal of DOC. With ozonation followed by biotreatment, a range of 20 to 40 percent DOC removal was observed, with the majority of the effect occurring at O_3/DOC ratios less than 0.8 mg/mg.

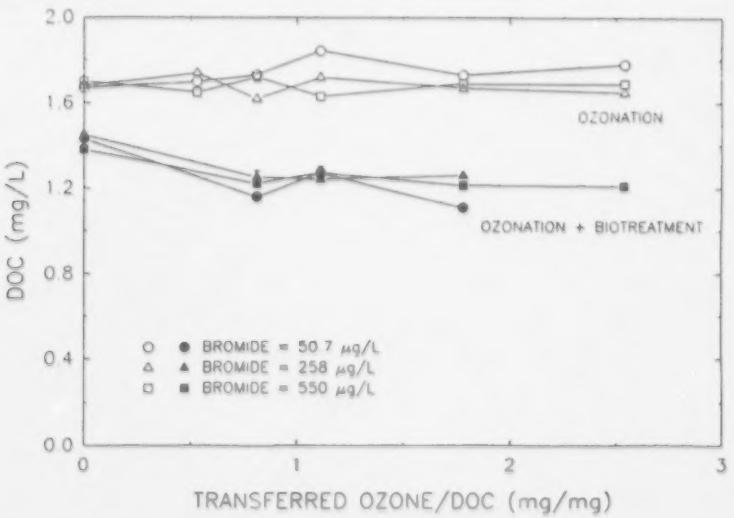


Figure 1. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND BIOTREATMENT ON DOC CONCENTRATION AT THREE BROMIDE LEVELS.

Biological treatment not only removed the DOC but also seemed to lower the chlorine demand (Figure 2). In this case, ozonation alone enhanced chlorine demand removal, biotreatment alone decreased the demand by 43 percent, and the combination of ozonation and biotreatment decreased the demand by a range of 60 to 70 percent.

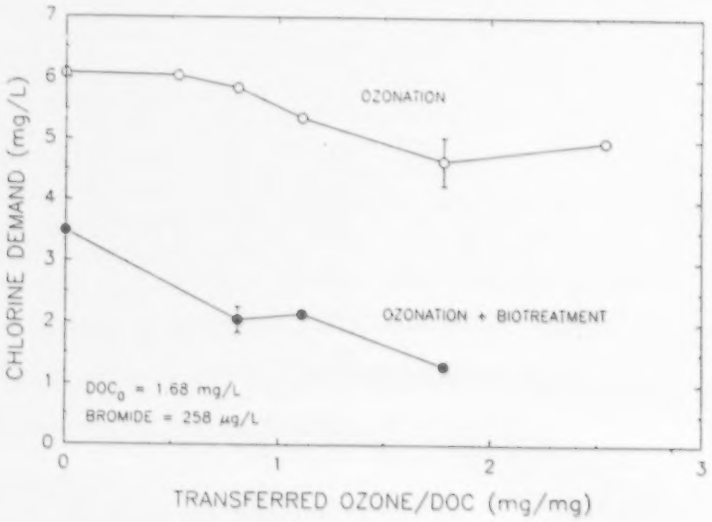


Figure 2. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND BIOTREATMENT ON CHLORINE DEMAND.

The halogenated DBPs were also decreased by ozonation and by biotreatment. The total THM formation potential results are presented in Figure 3. Ozonation decreased the TTHMFP by a range of 27 to 46 percent, and a 28 percent reduction in TTHMFP was observed by biotreatment alone. In comparison, at all ozone doses, the effect of biotreatment was another reduction of 12 to 19 percent. TOXFP and total measured HAAFP results from this study, though not shown, were also decreased by ozonation and by biotreatment (Shukairy et al., 1992b).

Ozonation DBPs

BDOC and AOC: The formation of biodegradable organic matter by ozonation is shown in Figures 4 to 7. The BDOC increased with increasing ozone doses at all bromide levels, Figure 4. The most significant increase in BDOC was at O_3/DOC ratios less than 0.8 mg/mg. At higher ozone doses, the increase in BDOC was minimal. Similar site specific BDOC behavior at higher ozone doses have been reported (Langlais et al., 1991). AOC measured by both strains NOX and P17 increased with increasing ozone dose as

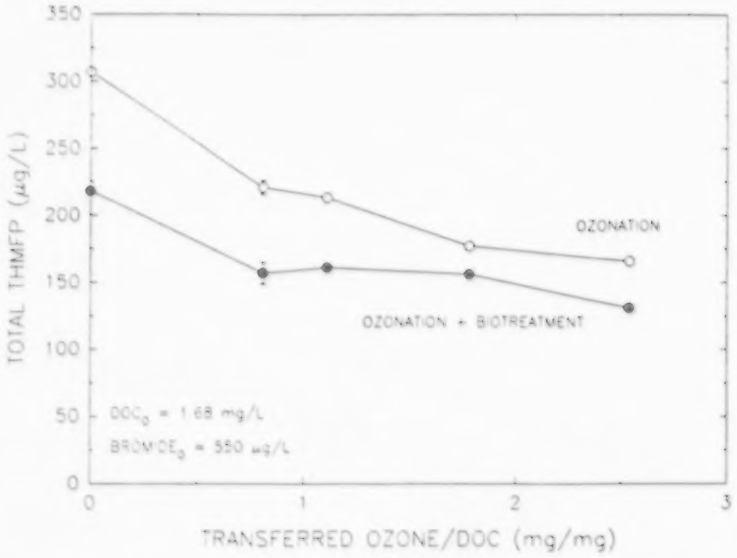


Figure 3. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND BIOTREATMENT ON TOTAL THM FORMATION POTENTIAL.

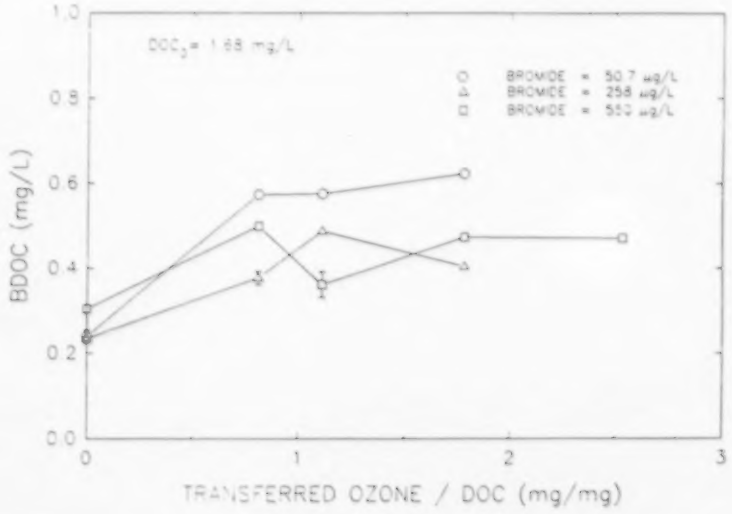


Figure 4. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION ON BDOC AT THREE BROMIDE LEVELS.

shown in Figure 5. Most of this increase occurred at O_3/DOC ratios below 1.2 mg/mg. At higher ozone doses, AOC increases were minimal.

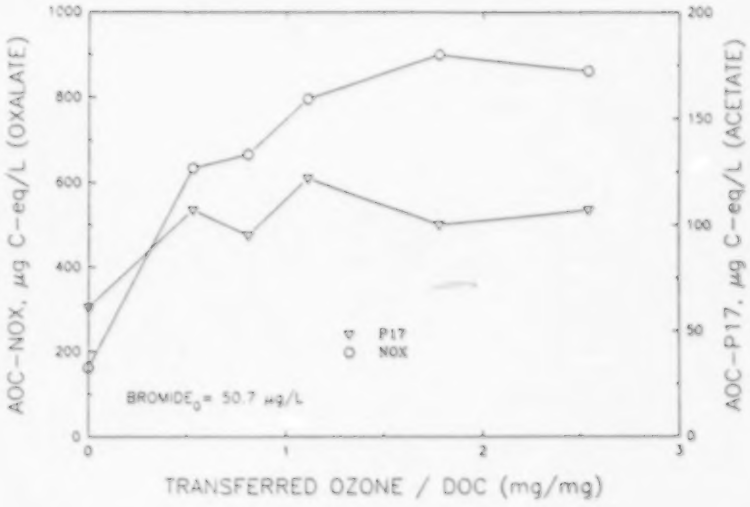


Figure 5. IMPACT OF OZONATION ON AOC (P17 AND NOX).

In a long-term pilot study, increase in BDOC and AOC were similar to that described in Figures 4 and 5. Raw water BDOC levels increased an average of 70 percent upon ozonation (O_3/DOC approximately 0.7 mg/mg) to the levels described in Figure 6. Raw water AOC-NOX levels increased an average of 390 percent upon ozonation.

Both measures of bacterial nutrients were lowered during sedimentation, suggesting that suspended bacteria can biodegrade these compounds during the 5 and a 1/2 hour sedimentation time. This is illustrated for BDOC in Figure 6.

In biological sand filters, both were readily biodegradable. Figure 6 shows control of BDOC in Filter 5; Figure 7 shows control of AOC-NOX in Filter 5. Figure 7 illustrates that about 30 days were required to establish bioactivity in Filter 5 as no control was observed before that time; insufficient BDOC samples were collected in that time to determine the time required to establish its control.

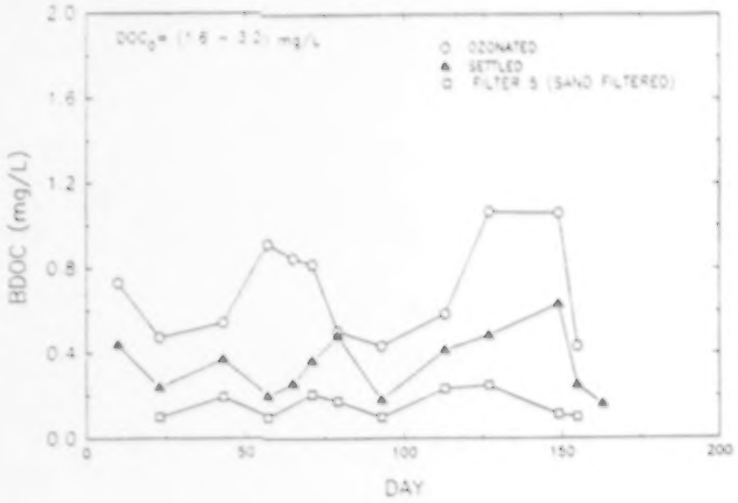


Figure 6. PILOT-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND SAND FILTRATION ON BDOC.

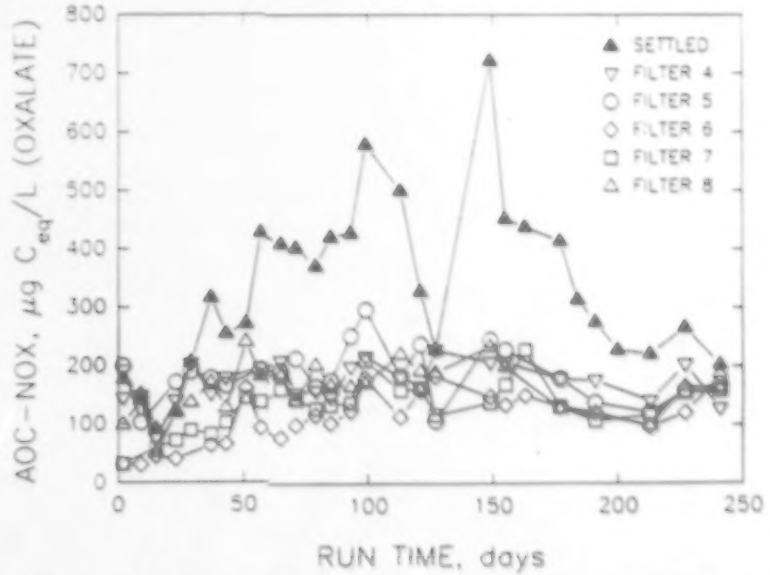


Figure 7. PILOT-SCALE BIOTREATMENT: CONTROL OF AOC-NOX IN BIOLOGICAL FILTERS.

Aldehydes: An increase in aldehyde concentrations with ozonation of Ohio River water is shown in Figure 8. All aldehydes detected, methyl glyoxal, propanal, pentanal, acetaldehyde and methyl glyoxal, were subsequently reduced by biotreatment, at all ozone doses, to concentrations less than that in the raw water. Similar decreases in aldehyde concentrations attributed to biotreatment have been reported (Shukairy et al., 1992a; Miltner et al., 1990), indicating that these simpler molecules are very biodegradable.

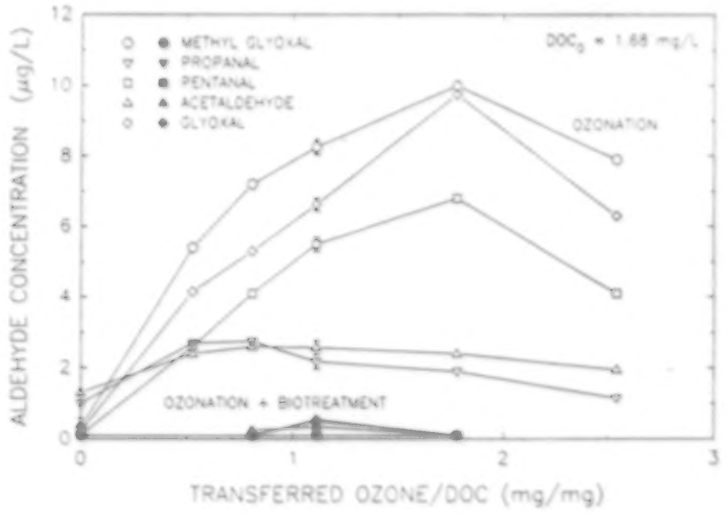


Figure 8. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND BIOTREATMENT ON THE FORMATION AND CONTROL OF ALDEHYDES.

The biodegradability of aldehydes in the pilot-plant is also apparent from the behavior of these compounds in the sand filter (Filter 5). Figure 9 shows the results for methyl glyoxal. For the control of this aldehyde, little or no time was required to bioacclimate these filters as removal was near 100 percent in the first week of operation. The other aldehydes examined but not shown, formaldehyde, glyoxal and acetaldehyde, were not as biodegradable as methyl glyoxal but the trends in their control were similar to that of methyl glyoxal.

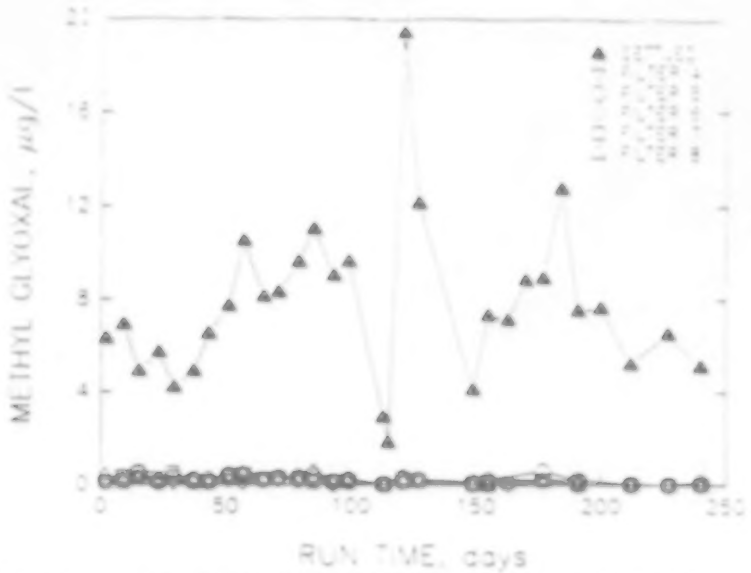


Figure 9. PILOT-SCALE BIOTREATMENT: CONTROL OF METHYL GLYOXAL IN BIOLOGICAL FILTERS.

Bromate: In the presence of bromide, ozone oxidizes the bromide to hypobromite ion and then to bromate. At ambient bromide concentrations, 50.7 µg/L, bromate was not detected at O_3/DOC ratios less than 0.8 mg/mg. Increasing ozone doses caused bromate levels to increase while the bromide concentration decreased simultaneously (Figure 10). At the highest O_3/DOC ratio studied, 2.54 mg/mg, 50 percent of the initial bromide concentration had reacted to form bromate. At the highest bromide level investigated, 550 µg/L, bromate was detected at the lowest ozone dose in this study and showed continued increase with increasing ozone dose to 300 µg/L, Figure 11. At this highest dose studied, 34 percent of the initial bromide concentration had reacted to form bromate.

DBP Speciation

The presence of bromide in the water affects the speciation of the DBPs. Upon ozonation, the bromide concentration decreased due to bromate formation (Figures 10 and 11). The DOC of the water was not significantly altered however (Figure 1). This led to a significant decrease in the Br/DOC ratio. Figure 12 shows the impact of ozonation and biotreatment on the Br/DOC ratio. At all bromide levels, the ratio decreased by ozonation compared to the raw water by as much as 50 percent.

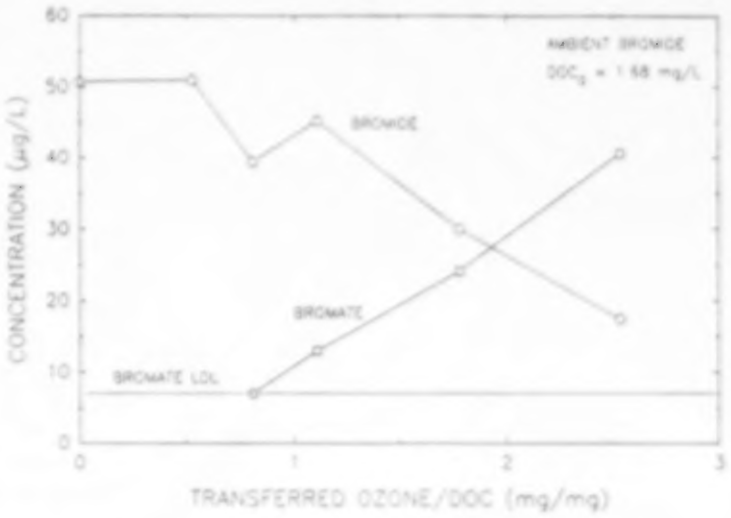


Figure 10. CONVERSION OF BROMIDE TO BROMATE WITH OZONATION AT THE AMBIENT BROMIDE LEVEL.

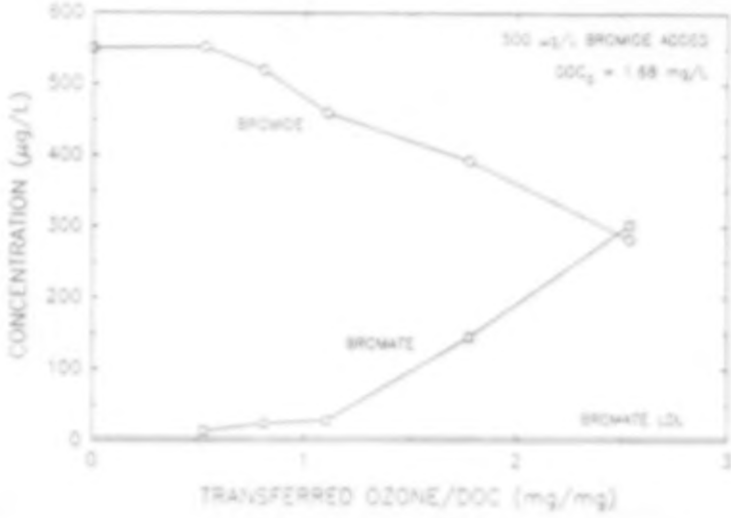


Figure 11. CONVERSION OF BROMIDE TO BROMATE BY OZONATION AT A TOTAL INITIAL BROMIDE CONCENTRATION OF 550µg/L.

With biotreatment alone, the DOC decreased significantly (Figure 1), while the bromide concentration remained unchanged. Therefore the Br/DOC ratio increased as shown in Figure 12. The impact of bromate formation at high ozone doses was also apparent in the biotreated samples. The Br/DOC ratio decreased with increasing ozone dose as compared to the raw biotreated water. In both ozonated and unozonated samples, biotreatment increased the Br/DOC ratio in comparison to the nonbiotreated sample.

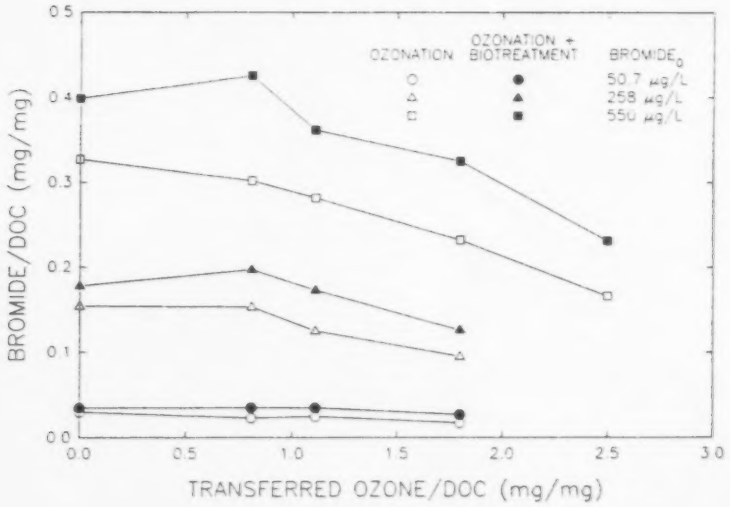


Figure 12. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: IMPACT OF OZONATION AND BIOTREATMENT ON THE BROMIDE TO DOC RATIO.

The change in Br/DOC ratio is very important as it affects the speciation of the DBPs. As the ratio increases, a shift to the more highly brominated species occurs. Figure 13 and 14 show the impact of bromide addition on THM and HAA speciation, respectively, for the raw untreated Ohio River water. Chloro-substituted species formation decreased as the Br/DOC ratio increased, while the more bromo-substituted species increased. At the lowest Br/DOC ratio (50.7 µg/L Br), chloroform was the dominant species and was decreased by 80 percent at the highest bromide concentration studied. At the highest Br/DOC ratio, the dibromochloromethane ($CHClBr_2$) became the most dominant species, and chloroform the least. Bromoform increased significantly with increasing Br/DOC (Figure 13). For HAA species, Figure 14, dichloroacetic acid (DCAA) was the most dominant species at low Br/DOC ratios and decreased by 71 percent as the ratio increased. At the

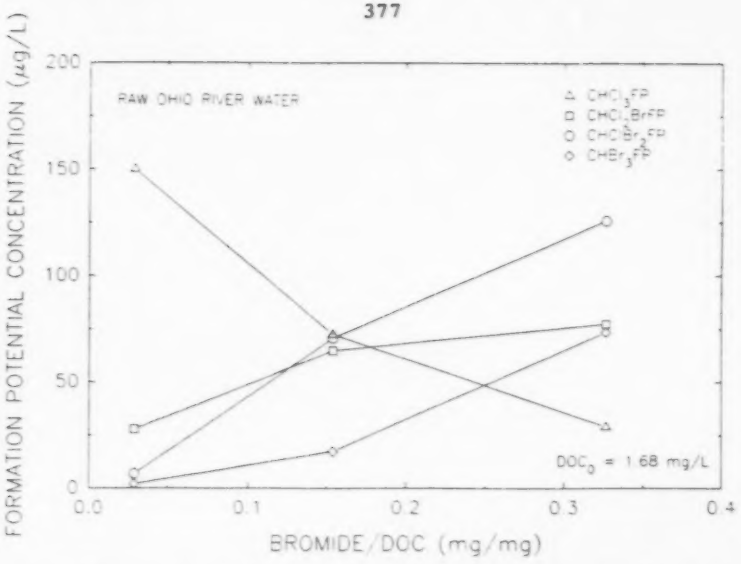


Figure 13. IMPACT OF BROMIDE ADDITION ON THM SPECIATION OF UNTREATED WATER.

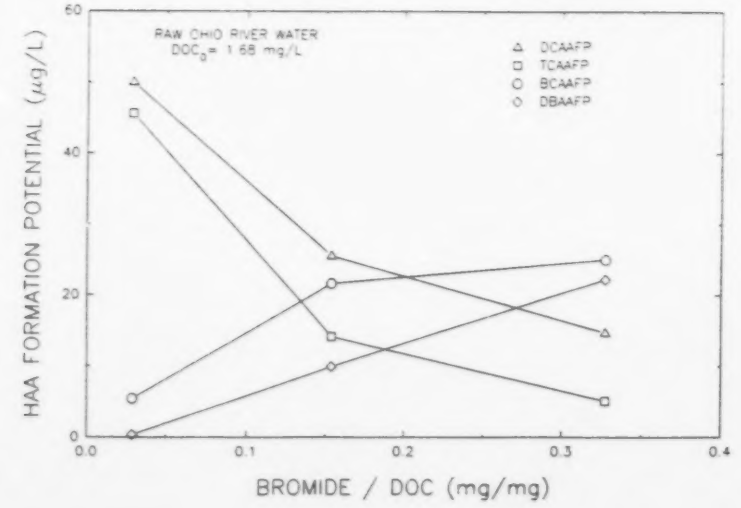


Figure 14. IMPACT OF BROMIDE ADDITION ON HAA SPECIATION FOR UNTREATED WATER.

highest Br/DOC ratio, bromochloroacetic acid (BCAA) became the most dominant species.

This shift in speciation would also be more significant in full distribution systems or in simulated distribution system studies where the chlorine dose would be much lower than in these FP studies. At low chlorine to bromide ratios the speciation is more shifted to the bromo-substituted species.

The impact of the change in Br/DOC ratio by ozonation and biotreatment on DBP speciation can also be inferred from the individual species behavior. Figure 15 shows the control of formation potential by ozonation and biotreatment of chloroform ($CHCl_3$) and bromodichloromethane ($CHCl_2Br$) at ambient bromide. The percent removal is calculated relative to the concentration of the particular species in the control sample, i.e. the raw water. For this study, chloroform represents 80 percent of the TTHMs and its behavior is similar to that of the TTHMs. Oxidation of the precursor compounds by ozonation resulted in 22 percent removal of $CHCl_3FP$. This removal was not enhanced by increasing ozone dose. Similar behavior upon ozonation was observed for $CHCl_2BrFP$. With biotreatment, DOC removal and biological oxidation of the precursors resulted in improved removal of $CHCl_3FP$, 30 percent for the raw water and up to 50 percent by ozonation and biotreatment.

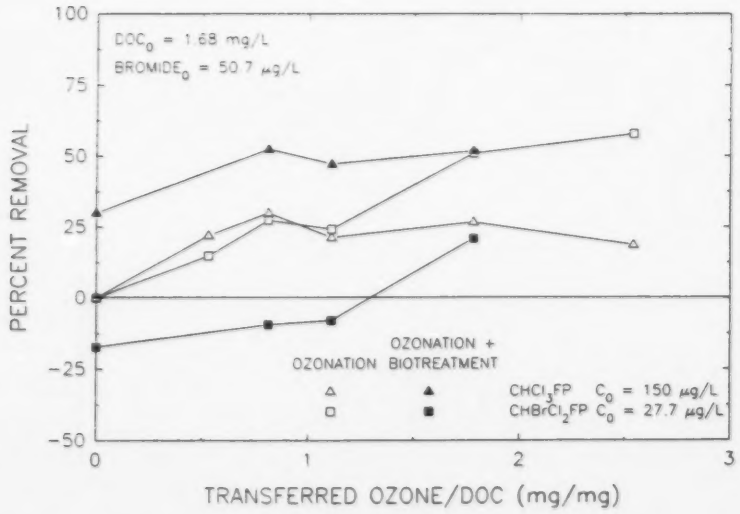


Figure 15. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: PERCENT REMOVAL OF THM SPECIES BY OZONATION AND BIOTREATMENT.

The behavior of bromodichloromethane upon biotreatment was slightly different however. An increase in the Br/DOC ratio due to the decrease in DOC with biotreatment resulted in 17 percent increased formation of $CHCl_2Br$. As the bromide concentration decreased, with increasing ozone dose, because of bromate formation (Figure 10), the Br/DOC ratio decreased resulting in removal of $CHCl_2BrFP$.

The more highly brominated DBP species displ[illegible] behavioral trends very different from that of [illegible] chlorinated DBPs. For dibromochloromethane, at the ambient bromide concentration and at an O_3/DOC ratio of 0.53 mg/mg, there was an increase of 26 percent in formation as shown in Figure 16. Bromate was not detected at this ozone dose (Figure 10), hence the bromide was oxidized to form free bromine and react with the organic matter upon chlorination. As the ozone doses increased, bromate concentrations increased, bromide decreased, the Br/DOC ratio decreased and the speciation shifted to the more chloro-substituted species (59 percent decrease in the $CHBr_2ClFP$ at an O_3/DOC ratio of 2.54 mg/mg).

With biotreatment at ambient bromide levels, the Br/DOC ratio was even higher than in the raw water leading to the formation of $CHBr_2Cl$. The trend upon ozonation/biotreatment was similar to the trend observed for ozonation only. A 25 percent increase in the formation of $CHBr_2Cl$ was observed at an O_3/DOC ratio of 1.78 mg/mg.

For bromoform, the behavior was similar to that of $CHBr_2Cl$ upon ozonation. With biotreatment however, bromoform was removed at all ozone doses. As the organic matter concentration was significantly decreased by biotreatment bromoform was no longer detected.

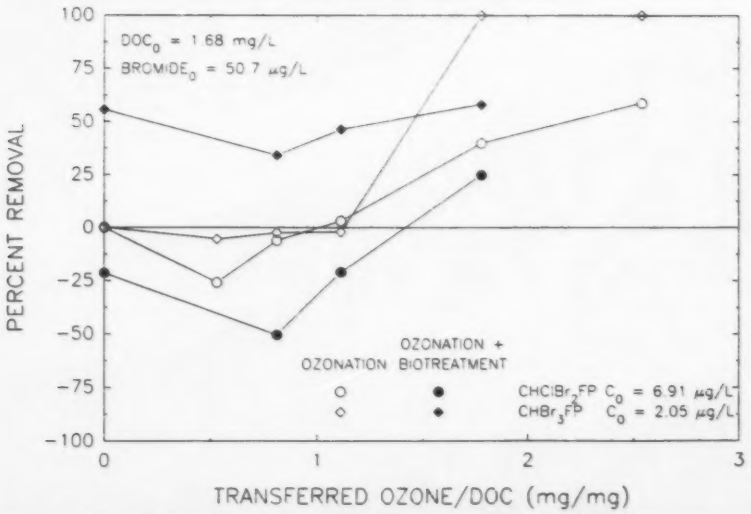


Figure 16. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: PERCENT REMOVAL OF THM SPECIES BY OZONATION AND BIOTREATMENT.

HAA speciation trends, similar to those of the THMs, were observed at all bromide levels. Figure 17 shows the percent control of DCAAFP and DBAAFP at ambient bromide. Similar behavior was also observed for TCAAFP. The highly chlorinated HAA species responded to ozonation and biotreatment in a manner similar to those of the highly chlorinated THM species.

Low ozone doses resulted in 16 to 18 percent removal of DCAAFP, and biotreatment, with and without ozonation, resulted in improved removal (50 to 70 percent). For the DBAA species, at a low O_3/DOC ratio there was 35 percent increase in formation. As the ozone dose increased however, the bromide concentration decreased and a 100 percent removal of DBAAFP was observed at an O_3/DOC ratio of 2.54 mg/mg. This effect was even more pronounced with biotreatment.

In comparison, on a pilot-scale for Filter 5, the behavior of DCAAFP is shown in Figure 18. Filter 5 averaged 41 percent removal of DCAAFP when steady state conditions were reached. It took near 50 days to establish steady state removal of DCAAFP in this sand filter. Generally it took one and a half to two and a half months to establish steady state biodegradation of precursors for THMs, HAAs and TOX. This is longer than the time required to establish control of aldehydes (only days) or AOC-NOX (one month). Precursors of halogenated compounds are larger molecules than the smaller, more biodegradable ozone DBP molecules.

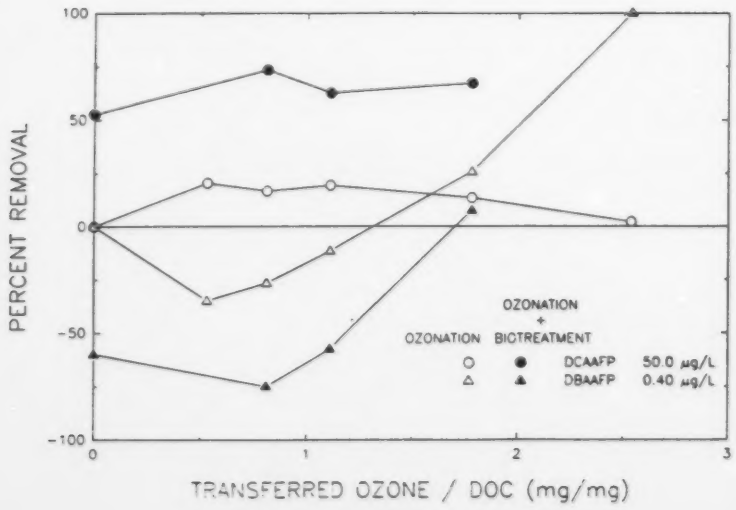


Figure 17. BENCH-SCALE BIOTREATMENT: PERCENT REMOVAL OF HAA SPECIES BY OZONATION AND BIOTREATMENT.

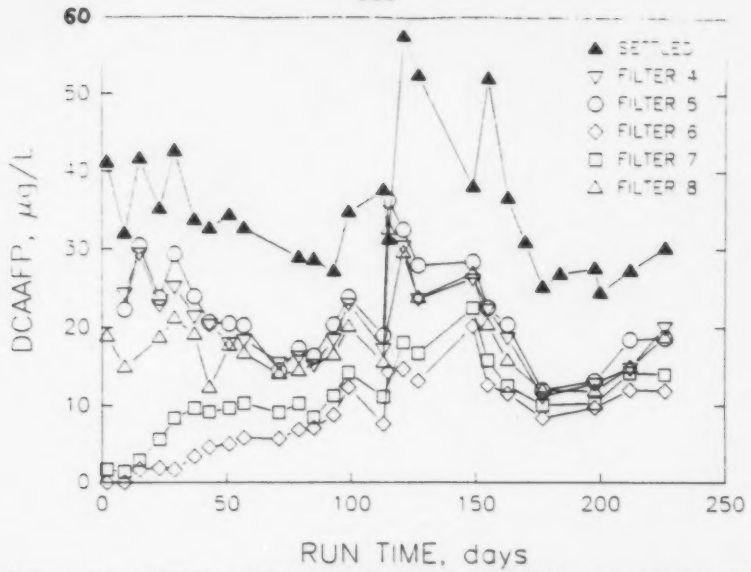


Figure 18. PILOT-SCALE BIOTREATMENT: CONTROL OF DCAAFP IN BIOLOGICAL FILTERS.

Bench-Scale versus Pilot-Scale Biodegradation

The bench-scale bioreactors used in this study provide five day of contact time at 20 °C for water and bioacclimated sand surfaces. Mogren et al. (1990) and Joret et al. (1988) found five days sufficient to provide optimum biodegradation. In these studies that provided greater than 95 percent biodegradation of aldehydes and 30 to 76 percent of DBP precursors, as seen in Table 1. These levels of control were not found in the pilot-scale biological sand filter having 10 minutes contact time and temperatures ranging from 17° to 27 °C. Table 1 shows for smaller molecules like aldehydes the bench and pilot scale systems were comparable, but for more complex molecules like DBP precursors poorer control was observed under the pilot-scale real world conditions.

Table 1.
Control of Drinking Water Parameters by
Biologically Active Sand

Parameter	Percent Removal[a]	
	Bench-Scale Bioreactors[e,f]	Pilot Plant Filter 5[b,c,g]
Methyl Glyoxal	99,99	97 +/- 2
Formaldehyde	96,d	88 +/- 7
AOC-NOX	d	47 +/- 14
DOC	8,31	16 +/- 9
THMFP	36,20	17 +/- 5
$CHCl_3FP$	58,32	25 +/- 5
HAAFP	65,68	37 +/- 6
DCAAFP	76,51	41 +/- 6
TOXFP	43,39	26 +/- 7

a O_3/DOC approximately 0.7 mg/mg
b after steady-state control established
c based on 163 days of operation
d no data
e based on Miltner, Shukairy and Summers (1992)
f based on Shukairy, Summers and Miltner (1992b)
g based on Miltner and summers (1992)

SUMMARY

Ozonation of organic matter leads to the formation of more biodegradable compounds and to ozonation DBPs. In the presence of bromide, ozonation also leads to significant formation of bromate. For a source water that has a high bromide concentration, the use of ozonation must be carefully considered because of the high bromate concentrations that could be generated.

Aldehydes, ozonation DBPs, are very biodegradable and can be controlled by biofiltration at both bench and pilot-scales.

Ozonation and biotreatment provide good control for halogenated DBP precursors. There seems to be no improvement in the control by ozonation above a certain ozone to DOC ratio. For Ohio River water, the ratio is between 0.7 and 1.0 mg/mg. For the individual THM and HAA species, biotreatment is less effective for the control of the bromo-substituted compounds because of the increase in bromide to DOC ratio and this effect is even more pronounced at lower chlorine doses.

The batch-scale bioreactors using sand, with 5 days residence time, represent ultimate biodegradation. Similar control by biotreatment was attainable for easily biodegradable aldehydes in pilot-scale sand filters where residence times are in the order of minutes. However, for

the more complex compounds like DBP precursors, poorer control was observed in pilot-scale biological filters than in bench scale bioreactors.

On a pilot-scale, biodegradation of aldehydes was established in a matter of days, AOC-NOX in about a month and DBP precursors in 1.5 to 2.5 months.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors thank the staff of the Cincinnati Water Works, without whom this study would not have been possible. The authors also appreciate the efforts of all the staff at the USEPA pilot plant. This work was funded by USEPA in-house funds and by a Cooperative Agreement CR-816700 between the USEPA and the University of Cincinnati. Although the research described was funded by USEPA, it has not been subjected to agency review and therefore does not necessarily reflect the view of the agency.

REFERENCES

AMY, G.L.; TAN, L.; & DAVIS, M.K. The Effects of Ozonation and Activated Carbon Adsorption on THM Speciation. Water Research, 25:2:191 (1991).

BADER, H. & HOIGNE, J. Determination of Ozone in Water by the Indigo Method. Water Research, 15:449 (1981).

HAUTMAN, D.P. & BOLYARD, M. Analysis of Inorganic Disinfection By-products Using Ion Chromatography. Proceedings, 1991 AWWA, WQTC, Orlando, Flor.

JORET, J.C. ET AL. Rapid Method for Estimating Bioelliminable Organic Carbon in Water. Proceedings, 1988 AWWA Conf., Orlando, Flor.

Ozone in Water Treatment: Application and Engineering (B. Langlais, D.A. Reckhow and D.R. Brink, editors) Lewis Publ., Chelsea, Mich. (1991).

MILTNER, R.J.; RICE, E.W.; & STEVENS, A.A. A Pilot-Scale Investigation of the Formation and Control of Disinfection By-products. Proceedings, 1990 AWWA Conf., Cincinnati, Ohio.

MILTNER, R.J.; RICE, E.W.; & SMITH, B.L. Ozone's Effect on Assimilable Organic Carbon, Disinfection By-products, and Disinfection By-product Precursors. Proceedings, 1991 AWWA, WQTC, Orlando, Flor.

MILTNER, R.J.; SHUKAIRY, H.M.; & SUMMERS, R.S. Disinfection By-product Formation and Control by Ozonation and Biotreatment. accepted for publication Jour. AWWA (1992).

MILTNER, R.J.; & SUMMERS, R.S. A Pilot-Scale Study of Biological Treatment. Proceedings, 1992 AWWA Conf., Vancouver, BC.

MOGREN, E.M.; SCARPINO, P.V. & SUMMERS, R.S. Measurement of Biodegradable Organic Carbon in Drinking Water. Proceedings, 1990 AWWA Conf., Cincinnati, Ohio.

RECKHOW, D.A.; & SINGER, P.C. Removal of Organic Halide Precursors by Pre-ozonation and Alum Coagulation. Jour. AWWA, 76:4:151 (1984).

SHUKAIRY, H.M. & SUMMERS, R.S. The Impact of Preozonation and Biodegradation on Disinfection By-product Formation. Water Research, 26:9:1217 (1992a).

SHUKAIRY, H.M. & SUMMERS, R.S. Biological Treatment for the Control of Disinfection By-products: A Review. In Strategies and Technologies for Meeting SDWA Requirements (R. M. Clark and R. S. Summers, editors) Technomics Publ., Lancaster, Penn. In press (1992b).

SHUKAIRY, H.M.; MILTNER, R.J.; & SUMMERS, R.S. Control of Disinfection By-products and Biodegradable Organic Matter through Biological Treatment. Revue des Sciences de L'Eau, accepted for publication (1992a).

SHUKAIRY, H.M.; SUMMERS, R.S.; & MILTNER, R.J. Control and Speciation of Disinfection By-Products by Biological Treatment. Proceedings, 1992b. AWWA Conf., Vancouver, BC.

SYMONS, J.M. FU, P.; DRESSMAN,R. & STEVENS A. The Influence of Bromide Ion on Organic Chlorine and Organic Bromine Formation During Free Chlorination. JOUR. AWWA, 79:9:114 (1987).

VAN DER KOOIJ, D; VISSER,A.; & HIJNEN, W.A.M. Determining the Concentration of Easily Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. Jour. AWWA, 74:10:540 (1982).

VAN DER KOOIJ, D. The Effect of Treatment on Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. In Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants (P.M. Huck and P. Toft, editors) Pergamon Press, New York NY. (1987).

LES DÉNOMBREMENTS DIRECTS VIABLES: UNE TECHNIQUE D'ÉVALUATION DE LA QUALITÉ MICROBIOLOGIQIUE DE L'EAU POTABLE DANS LES RÉSEAUX DE DISTRIBUTION?

J. COALLIER, Ville de Laval
D.DUCHESNE, Ville de Laval
A. ROMPRÉ, École Polytechnique de Montréal
M. PRÉVOST, École Polytechnique de Montréal
P. LAFRANCE, Ville de Laval.

INTRODUCTION

Le dénombrement des germes totaux dans les réseaux de distribution est un indicateur de propreté auquel on accorde de plus en plus d'importance. Les dénombrements bactériens sont généralement effectués sur des milieux gélosés. Plusieurs auteurs (Reasoner, 1990) ont étudié l'efficacité des différentes techniques, les effets des milieux riches ou pauvres en substances nutritives, de la température et de la durée d'incubation. Mais quelles que soient les méthodes et les conditions d'incubation, les dénombrements sur milieux gélosés sous-estiment la population bactérienne présente dans l'eau potable à la sortie des usines et dans les réseaux de distribution à cause d'un grand nombre de bactéries qui ne sont pas cultivables (Brazos, 1988; Byrd, et al. 1991; Prévost et Coallier 1992; Roszak et Colwell, 1987). C'est pourquoi, les dénombrements effectués par comptage direct sont considérés comme reproduisant de façon plus réaliste la population bactérienne présente (Servais, 1992). Cependant, toutes les bactéries, vivantes, mortes ou non cultivables sont dénombrées par comptage direct. Il paraît donc utile de

trouver un moyen pour différentier les bactéries viables des non viables lors des dénombrements directs effectués en épifluorescence après une coloration à l'orangé d'acridine.

À Ville de Laval, nous avons adapté différentes techniques déjà connues en écologie microbienne pour étudier la population bactérienne à la sortie des usines de traitement et dans les réseaux de distribution. Nous allons donc vous résumer ces différentes méthodes et vous présenter les résultats obtenus.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Les échantillons d'eau. Des échantillons d'eau proviennent des usines de traitement de Ville de Laval soit: Pont-Viau (PV-T) et Chomedey (CH-T) qui possèdent un traitement traditionnel (décantation, filtration, ozonation et désinfection), alors que Ste-Rose (SR-T) possède en plus une filtration biologique sur charbon actif. La postdésinfection se fait au bioxyde de chlore à Ste-Rose et à Pont-Viau, l'hiver. Le chlore est utilisé à Chomedey et à Pont-Viau durant l'été.

Des échantillons d'eau ont aussi été prélevés aux extrémités des réseaux de Pont-Viau (PV-R), de Ste-Rose (SR-R) et de Chomedey (CH-R). Les temps de séjour dans le réseau de Pont-Viau est de 9,8 heures, de 15,1 heures pour Ste-Rose et de 10,8 heures pour Chomedey.

Souche bactérienne. Une souche d'*Enterobacter cloacae* isolée dans un réseau de distribution a été cultivée dans un milieu minéral minimal (McFeters et Camper, 1988) enrichi d'acétate (1 mg C/l) pendant 7 jours à 20°C. La culture est diluée 1/100 et utilisée comme témoin pour les différentes techniques.

Bactéries hétérotrophes aérobies et anaérobies facultatives (BHA). Le dénombrement des BHA a été effectué par la technique de la membrane filtrante. Les colonies bactériennes ont été comptées après une incubation de 7 jours à 20°C sur le milieu R2A (Difco; Reasoner, 1985)

Compte direct (CD). La technique décrite par Hobbie et al. (1977) a été utilisée. Les échantillons d'eau sont filtrés sur des filtres noirs (Nuclepore) en polycarbonate de 0,2 um. Les volumes sont établis selon la densité bactérienne présente

dans l'échantillon. Après la filtration, les filtres sont colorés avec 1,0 ml d'orangé d'acridine (0,01% p/v) pendant 2 minutes puis rinsés avec de l'eau ultrapure. Toutes les solutions utilisées doivent être filtrées sur des membranes de 0,2 um avant leur utilisation. Les filtres sont ensuite placés sur une lame avec une goutte d'huile à immersion non fluorescente sous et sur le filtre. Une lamelle est ensuite déposée sur le filtre. L'observation se fait par microscopie en épifluorescence à 100X. Les échantillons peuvent être conservés à 4°C en présence de formol (2% v/v, concentration finale).

Compte direct viable (CDV). La méthode de Kogure et al. (1979) utilise l'acide nalidixique, un antibiotique qui inhibe la division cellulaire provoquant ainsi l'élongation des bactéries sensibles. Les cellules actives, qui sont allongées, peuvent alors être différentiées des bactéries mortes qui conservent leur taille. Les échantillons d'eau (100 ml) sont incubés en présence d'acide nalidixique (Winthrop Pharma; 20 mg/l) et d'extrait de levure (250 mg/l) pendant 24 heures à 20°C. Ils sont ensuite filtrés, colorés avec de l'orangé d'acridine et observés par microscopie en épifluorescence. La même technique a été utilisée avec la ciprofloxacine, un antibiotique provoquant aussi l'élongation des cellules bactériennes (Olson et al., 1991).

Un compte direct a toujours été réalisé avant d'incuber les échantillons en présence des antibiotiques pour s'assurer que le nombre total de bactéries (viables et non viables) reste constant.

Les déshydrogénases, associées avec le système de transport des électrons peuvent transférer des électrons à des chlorures de tétrazolium. Deux composés, le chlorure de 2-(p-iodophényl)-3-(p-nitrophényl)-5-phényl tétrazolium (INT) et le chlorure de 5-cyano-2,3 ditolyl tetrazolium (CTC) sont alors réduits en formazan. Le formazan s'accumule dans les cellules bactériennes sous la forme de granules rouges visibles par microscopie à champ clair pour l'INT (Zimmermann, 1978). Quant au CTC-formazan, il est plus facilement détectable puisqu'il est fluorescent. Les bactéries qui l'accumulent apparaissent rouges lorsqu'elles sont observées par microscopie en épifluorescence alors que les

bactéries mortes ne sont pas visibles (Rodriguez, 1992).

Les échantillons d'eau sont incubés en présence du CTC (Polyscience; 2,0 mM) et d'extrait de levure (0,010% p/v) de glucose (0,1% p/v) ou d'acétate (0.05 mg/ml) pendant 4-6 heures à 20°C. Ils sont alors observés en microscopie par épifluorescence. Des colorations à l'orangé d'acridine ont été couplées au CTC afin d'évaluer la population totale.

RÉSULTATS

La figure 1, présente des microphotographies à épifluorescence d'*Enterobacter cloacae* . Les cultures, incubées avec (B) ou sans acide nalidixique (A) ont été colorées avec de l'orangé d'acridine. On remarque l'élongation des cellules bactériennes en présence d'acide nalidixique.

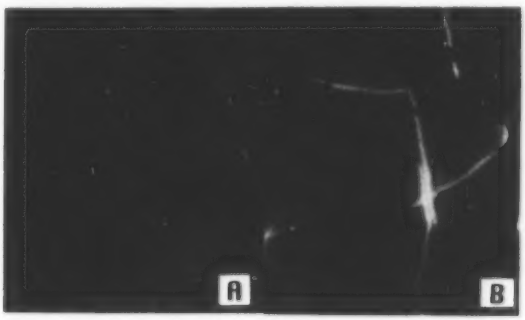


FIGURE 1. MICROPHOTOGRAPHIES À ÉPIFLUORESCENCE D'*ENTEROBACTER CLOACAE* APRES COLORATION À L'ORANGÉ D'ACRIDINE (A) ET INCUBÉES EN PRÉSENCE D'ACIDE NALIDIXIQUE (B)

Nous avons vérifié la concentration optimale d'acide nalidixique pour obtenir une élongation chez le maximum de cellules bactériennes (tableau 1). Avec une souche d'*Enterobacter cloacae*, isolée d'un échantillon d'eau traitée, on remarque que 20 mg/l donne un pourcentage d'élongation maximum équivalent à la dose recommandée dans la

littérature (Kogure et al., 1978). Pour un échantillon d'eau prélevé à l'extrémité du réseau de Pont-Viau, c'est avec une dose de 5 mg/ml qu'on observe le maximum de cellules allongées. Le meilleur temps d'incubation pour une population mixte isolée d'un réseau de distribution est de 24 heures, alors qu'on obtient 93,3% d'élongation. Le temps d'incubation est raccourci à 6 heures pour une culture pure d'*Enterobacter cloacae* alors qu'on obtient 84,2% d'élongation.

Nous avons comparé les dénombrements obtenus par comptes directs, comptes directs viables et par la technique de la membrane filtrante sur gélose R2A (incubation de 7 jours à 20°C) pour des échantillons d'eau prélevés dans deux réseaux de distribution de Ville de Laval au cours des mois de mai et de juin 1992 (tableau 2). On peut voir que dans les deux réseaux, tous les dénombrements sur milieu gélosé sous-estiment la population bactérienne présente dans les échantillons. Le compte direct fournit les valeurs les plus élevées. Rappelons que toutes les bactéries sont

TABLEAU 1. INFLUENCE DE LA DOSE ET DU TEMPS D'INCUBATION EN PRÉSENCE D'ACIDE NALIDIXIQUE SUR L'ÉLONGATION DES CELLULES D'*ENTEROBACTER CLOACAE* ET D'UNE POPULATION MIXTE PROVENANT DU RÉSEAU DE PONT-VIAU

	% cellules allongées						
	dose (mg/l)				t. incubation (h)		
	2	5	10	20	6	12	24
Enterobacter cloacae	105,1		71,8	93,5	84,2	80,4	78,9
PV-R		7,7	6,4	6,7	14,7	48,9	93,3

comptabilisées viables ou non. Le compte direct viable est alors une mesure intéressante puisqu'il nous permet d'évaluer la proportion des bactéries du compte direct qui sont viables mais non cultivables.

Cette nouvelle technique de mesure de la population bactérienne a ensuite été utilisée pour mesurer la population bactérienne viable présente dans les échantillons d'eau à la sortie des usines de traitement de Ste-Rose et de Pont-Viau. De plus, nous avons incubé ces échantillons à 20°C pendant 48 heures en présence de thiosulfate pour permettre aux

TABLEAU 2. COMPARAISON ENTRE LES DÉNOMBREMENTS OBTENUS SUR MILIEU GÉLOSÉ, PAR COMPTE DIRECT ET COMPTE DIRECT VIABLE POUR DES ÉCHANTILLONS D'EAU PRÉLEVÉS DANS DEUX RÉSEAUX DE DISTRIBUTION.

Date du prélèvement	Log bactéries ou UFC/ml		
	SR-R		
	CD	CDV	BHA
92-05-05	5,45	4,23	3,80
92-05-27	5,57	4,08	2,84
92-06-03	5.53	4,18	3,04
92-06-10	5,64	4,04	2,62
92-06-17	5,28	4,11	2,25
	PV-R		
92-05-05	5,36	4,93	4,61
92-05-27	5,72	4,48	3,66
92-06-03	5,61	4,70	3,53
92-06-10	5,54	4,78	3,00
92-06-17	5,68	4,94	2,78

bactéries stressées de récupérer. Le tableau 3 nous montre que les résultats obtenus par compte direct viable sont supérieurs à ceux sur gélose R2A d'environ quatre unités logarithmique lors du prélèvement à la sortie des usines. Les comptes directs et viables varient très peu après 24 et 48 h d'incubation pour les deux types d'eau. Seuls les dénombrements sur le milieu gélosé R2A montrent une augmentation de la population particulièrement après 48 heures d'incubation. Cette augmentation des BHA est négligeable par rapport aux nombres obtenus avec les comptes directs et les comptes directs viables.

Trois points de prélèvement situés aux extrémités de chacun des réseaux de distribution de Ville de Laval ont été choisis pour étudier l'évolution des comptes directs viables sur une période de trois mois. Sur la figure 2, on remarque que le point de prélèvement à l'extrémité du réseau de Pont-Viau présente les pourcentages de cellules allongées les plus élevés pendant cette période. Les pourcentages de viabilité sont plus élevés à l'extrémité du réseau de Ste-Rose qu'après 10,8 heures de séjour dans le réseau de Chomedey durant les mois d'avril et mai. Au mois de juin, les pourcentages d'élongation sont supérieurs dans l'eau à l'extrémité du

TABLEAU 3. EFFET D'UNE INCUBATION DE 48 H À 20°C SUR LA POPULATION BACTÉRIENNE D'ÉCHANTILLONS D'EAU POTABLE PRÉLEVÉS À LA SORTIE DE L'USINE

Temps d'incubation (h)	SR-T		
	CD	CDV	BHA
	bactéries/100 ml		UFC/100 ml
0	7,5E+06	2,8E+05	20
24	1,2E+07	2,8E+05	20
48	8,3E+06	2,5E+05	150
	PV-T		
0	7,2E+07	6,0E+06	7,0E+02
24	5,9E+07	5,6E+06	1,3E+03
48	4,7E+07	7,2E+06	2,4E+04

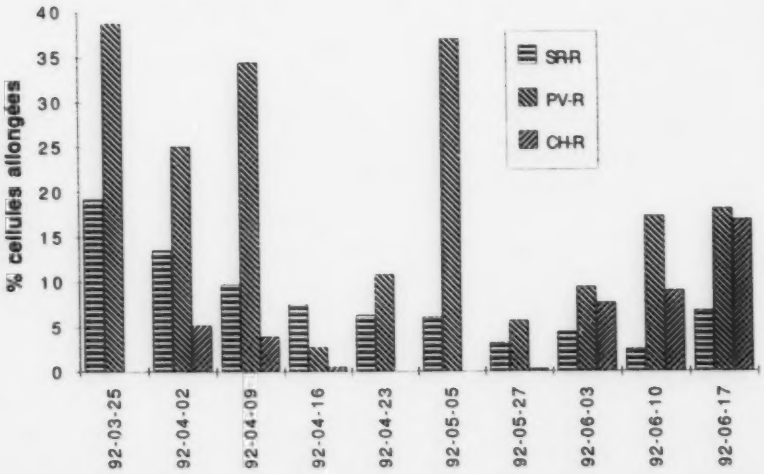


FIGURE 2. COMPTES DIRECTS VIABLES À L'EXTRÉMITÉ DE TROIS RÉSEAUX DE DISTRIBUTION DE VILLE DE LAVAL (AVRIL-JUIN 1992)

réseau de Chomedey. Mais ce qui nous a le plus frappé au cours de ce suivi, c'est la grande variation observée pour le même point d'un échantillonnage à l'autre. Un pourcentage

élevé de cellules allongées (jusqu'à 90%) a été observé précédemment à l'extrémité du réseau de Pont-Viau (tableau 1). Au cours des trois mois du suivi présenté à la figure 2, le maximum de cellules allongées a été de 40%. De plus, du 5 mai au 27 mai, le pourcentage d'élongation a chuté de 37% à 6% à ce point de prélèvement du réseau de Pont-Viau. La grande variabilité de ces résultats a soulevé des doutes quant à l'efficacité de cette méthode pour mesurer la viabilité des bactéries dans des échantillons environnementaux.

Nous avons voulu vérifier si des fluctuations semblables de viabilité seraient observées en utilisant d'autres méthodes de dénombrement par comptage direct. La ciprofloxacine, un antibiotique provoquant aussi une élongation des cellules bactériennes sensibles, a été utilisée. Dans un premier temps, la viabilité d'*Enterobacter cloacae* et de la population bactérienne au point de prélèvement à l'extrémité du réseau de Pont-Viau a été mesurée en présence de différentes doses de ciprofloxacine. Les résultats présentés au tableau 4 montrent qu'*Enterobacter cloacae* ne présente aucune cellule allongée quelle que soit la dose de ciprofloxacine utilisée. Nous avons obtenu le plus grand pourcentage de cellules allongées dans la population mixte à l'extrémité du réseau de Pont-Viau avec une concentration de 1 mg/l de ciprofloxacine. Notons que le pourcentage de cellules allongées est plutôt faible, soit 8,3%. Il faudrait vérifier avec un suivi de plusieurs semaines si les résultats obtenus avec la ciprofloxacine sont comparables à ceux obtenus avec l'acide nalidixique.

TABLEAU 4. INFLUENCE DE LA DOSE DE CIPROFLOXACINE SUR LA VIABILITÉ D'*ENTEROBACTER CLOACAE* ET D'UNE POPULATION MIXTE D'UN ÉCHANTILLON D'EAU DU RÉSEAU DE PONT-VIAU

	% cellules allongées			
	ciprofloxacine (mg/l)			
	0,5	1	5	20
Enterobacter cloacae	0	0	0	0
PV-R	4,1	8,3	2,4	0,9

La technique de comptes directs viables la plus

prometteuse est celle utilisant le CTC. Avec cette méthode, les bactéries capables de respirer transforment le CTC en formazan de sorte qu'elles apparaissent rouges par microscopie en épifluorescence. Nous avons donc comparé les résultats obtenus avec le CTC et l'acide nalidixique pour *Enterobacter cloacae* et une population mixte du réseau de Pont-Viau. On peut voir sur le tableau 5 que la culture d'*Enterobacter cloacae* est viable à 86% alors que la population bactérienne du réseau de Pont-Viau est viable à 39,3%. Comparativement à l'acide nalidixique, le CTC donne des résultats équivalents avec *Enterobacter cloacae* (86,4 et 93,5%) mais supérieurs avec la population mixte du réseau de Pont-Viau (39,3 et 13,7%).

TABLEAU 5. COMPARAISON DU POURCENTAGE DE VIABILITÉ OBTENUE AVEC *ENTROBACTER CLOACAE* ET UNE POPULATION MIXTE DU RÉSEAU DE PONT-VIAU INCUBÉS EN PRÉSENCE DE CIPROFLOXACINE ET D'ACIDE NALIDIXIQUE

	% viabilité	
	CTC 0,06%	acide nalidixique 0,001%
Enterobacter cloacae	86,4	93,5
PV-R	39,3	13,7

DISCUSSION ET CONCLUSION

La présence de bactéries viables mais non cultivables sur milieux gélosés a forcé les chercheurs à trouver des méthodes qui permettent d'avoir une image plus réelle de la population bactérienne dans les réseaux de distribution. En écologie bactérienne, on possédait déjà une solide expérience avec les bactéries présentes dans des milieux faibles en nutriments. L'incubation des bactéries en présence d'acide nalidixique est la méthode qui a été la plus utilisée. Cependant nos résultats et ceux publiés récemment par Thorsen et al (1992) et Davies (1991) permettent d'affirmer que cette méthode comporte les difficultés suivantes.

D'abord nous avons remarqué une très grande variation dans les pourcentages d'élongation des cellules bactériennes

en présence d'acide nalidixique particulièrement pour les échantillons d'eau provenant de différents réseaux de distribution. Or, ces échantillons contiennent une population mixte c'est-à-dire des bactéries sensibles à des doses différentes d'antibiotique, qui répondent à des temps d'incubation variables, à des substrats différents et qui n'ont pas toutes les mêmes dimensions. Il est donc à peu près impossible de déterminer les conditions optimales d'incubation pour ces populations mixtes.

De plus, la variété des espèces bactériennes composant ces populations diffère d'un point de prélèvement à l'autre sur les réseaux de distribution. À cause des dimensions variées des bactéries composant ces populations mixtes, il est très difficile d'évaluer correctement l'élongation. Si l'élongation est peu prononcée, il est difficile d'identifier adéquatement les bactéries viables.

Enfin, on ne comprend pas pourquoi l'acide nalidixique provoque une élongation de certaines bactéries en présence de substances nutritives tel l'extrait de levure alors qu'elles ne peuvent se multiplier sur des milieux gélosés en présence de ces mêmes éléments nutritifs (Davies, 1991).

L'acide nalidixique et la ciprofloxacine sont des antibiotiques auxquels seules les bactéries à gram négatif sont sensibles. Certaines espèces bactériennes sont résistantes à ces antibiotiques ce qui réduit encore davantage l'applicabilité de la méthode.

L'INT est une autre méthode très utilisée en écologie bactérienne pour déterminer la viabilité des bactéries. Après quelques essais, nous avons réalisé que cette méthode est difficilement applicable aux eaux potables car les bactéries présentes dans ce type d'échantillons sont très petites. Il devient alors impossible de détecter les granules de formazan déposées à l'intérieur des bactéries. L'utilisation du CTC, qui est transformé en formazan fluorescent par les bactéries actives apparait donc comme la meilleure approche pour mesurer les bactéries viables. Cette méthode est d'utilisation plus facile car les bactéries apparaissent rouges par microscopie en épifluorescence. Cependant, certaines objections, valables pour la méthode avec l'acide nalidixique, demeurent entre autres quant à l'incubation en présence de

nutriments tels l'extrait de levure, le glucose ou l'acétate.

Nous allons donc poursuivre nos travaux avec le CTC afin de vérifier si la variabilité observée avec l'acide nalidixique est reliée à la méthode ou si celle-ci se produit réellement dans la population bactérienne des échantillons d'eau potable.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Brazos, B.J. et J.T. O'Connor (1988). Seasonal effects on removal of particle-associated bacteria in a rapid sand filtration plan. Proc. of the 16th Annual American Water Works Association. Water Quality Technology Conference, St.Louis, Missouri. p577-630.

Byrd, J.J., H.S. Xu, et R.R. Colwell (1991). Viable but non culturable bacteria in distribution water. Appl. Environ. Microbiol. 57:875-878.

Davies, C.M. (1991). Investigations into the existence of viable but non-culturable forms of stressed bacteria. Proc. of the 19th Annual American Water Works Association. Water Quality Technology Conference, Orlando, Florida. p75-89.

Hobbie, J.E., R.H. Daley et S. Jasper (1977). Use of Nuclepore filters for counting bacteria by fluorescence microscopy. Appl. Environ. Microbiol. 33:1225-1228.

Kogure, K.,U. Simidu et N. Taga (1979). A tentative direct microscopic method for counting living marine bacteria. Can. J. Microbiol. 25:415-420.

McFeters, G.A. et A.K. Camper (1988). Microbiological analysis and testing. Bacteria regrowth in distribution systems. Research report. AWWA research foundation.73-96.

Olson, B.H., S.M. Bradford, C.J. Palmer, D.L. Clark et D. Murphy. (1991). Rapid nutrient assessment techniques to determination of microbial growth stimulation from potable water. Présenté au Séminaire international sur la Matière

organique biodégradable dans les réseaux de distribution d'eau potable à Nancy, les 2 et 3 octobre.

Prévost, M. et J. Coallier (1992). Rapport Volet II: Étude de l'enlèvement de la matière organique dissoute dans des filtres à charbon actif biologique, présenté au MENVIQ et à Environnement Canada, Décembre.

Reasoner, D.J. et E.E. Geldreich. (1985). A new medium for the enumeration and subculture of bacteria from potable water. Appl. Environm. Microbiol. 49:1-7.

Reasoner D.J. (1990). Monitoring heterotrophic bacteria in potable water. Drinking water microbiology. G.A. McFeters Ed. Springer-Verlag Publishers. Chap.22,452-477.

Rodriguez, G.G., D. Phipps, K. Ishiguro et H.F. Ridgway (1992). Use of a fluorescent redox probe for direct visualization of actively respiring bacteria. Appl. Environ. Microbiol. 58:1801-1808.

Roszak, D.B., Colwell, R.R. (1987). Survival strategies of bacteria in the natural environment. Microbiol. Rev. 51:365-379.

Servais, P., P. Laurent et G. Raudon (1992). Mesure de la biomasse et de l'activité bactérienne dans l'eau de distribution. Soumis. Revue Sciences de l'eau.

Thorsen, B.K.,O. Enger,S. Norland et K.A. Hoff (1992). Long term starvation of *Yersinia ruckeri* at different salinities studied by microscopical and flow cytometric methods. Appl. Environ. Microbiol., 58:1624-1628.

Zimmermann, R., R. Iturriaga et J. Becker-Birck (1978). Simultaneous determination of the total number of aquatic bacteria and the number thereof involved in respiration. Appl. Environ. Microbiol. 36:926-935.

Résumé de la séance d'affichage au sujet du procédé d'oxydation humide développé par le Groupe de Recherche sur les Technologies et Procédés de Conversion (GRTPC), Département de Génie chimique, Université de Sherbrooke.

L'oxydation humide est un procédé en phase aqueuse, utilisé pour éliminer les substances organiques et/ou inorganiques polluantes oxydables. L'opération est effectuée dans des conditions permettant de réaliser une oxydation essentiellement complète des substances organiques polluantes.

Notre technologie est basée sur un design innovateur (voir figure 1, page suivante), qui résulte en des temps d'oxydation très courts (< 5 min.), comparativement à environ 30 à 60 min. pour les technologies utilisées présentement sur le marché. De plus, elle est compacte et pourrait être envisagée en modules transportables sur une remorque.

Du point de vue économique, de multiples études ont montré que les coûts d'opération (valides pour des effluants toxiques de moins de 250 g/l DCO) pour l'oxydation humide étaient environ 30% de ceux générés par l'incinération. Ces effluants toxiques, lorsque traités par cette dernière méthode, requierrent de l'énergie, tandis qu'avec l'oxydation humide, aucune énergie n'est requise, car la réaction génère elle-même de la chaleur, ceci étant valable lorsque les effluents liquides en questions sont suffisamments concentrés (i.e. de l'ordre de 5 à 15% maximum). Il est à noter de plus, que nous sommes en mesure de traiter des boues ayant une concentration ≤ 8% de matières en suspension (MES), grâce à notre procédé de prétraitement par hydrolyse (voir figure 1, page suivante).

Avec l'unité pilote de l'Université de Sherbrooke, nous effectuons des recherches sur une unité ayant une capacité de traitement de 0.250 l/min. d'effluant. Une autre unité d'une capacité de 2 l/min. verra le jour sous peu en Espagne, par la voie d'un groupe dont nous sommes partenaires. Des études ont révélé qu'il y aurait possibilité de fonctionner à des débits de l'ordre de 20 l/min.

À titre d'exemple, voici un tableau sommaire de nos résultats de traitements obtenus jusqu'à présent:

TYPE D'EFFLUENT	COT INITIAL [mg/L]	RÉDUCTION COT [%]	REMARQUES
Phénol pur	1,000 - 40,000	> 99	
Éthylène glycol pur	4,000 - 5,000	> 99	
Polyphénols (industries agro-alimentaires)	3,000 - 5,000	> 96	
Résines phénoliques (industrie chimique)	30,000 - 40,000	> 80	peut être amélioré
Pentachlorophénol	3,000 - 4,000	> 90	peut être amélioré
Boues d'abattoirs de poulets	1,000 - 50,000	> 99	
Boues de pâtes et papiers	5,000 - 10,000	> 99	
Acide gras (valérique)	1,000 - 10,000	> 99	
Esters/alcools/acides (industrie chimique)	1,000 - 2,000	> 94	peut être amélioré

N.B.: Le COT final est principalement composé d'acides gras faibles (formique,acétique et propionique) de même que de diacides (oxalique).

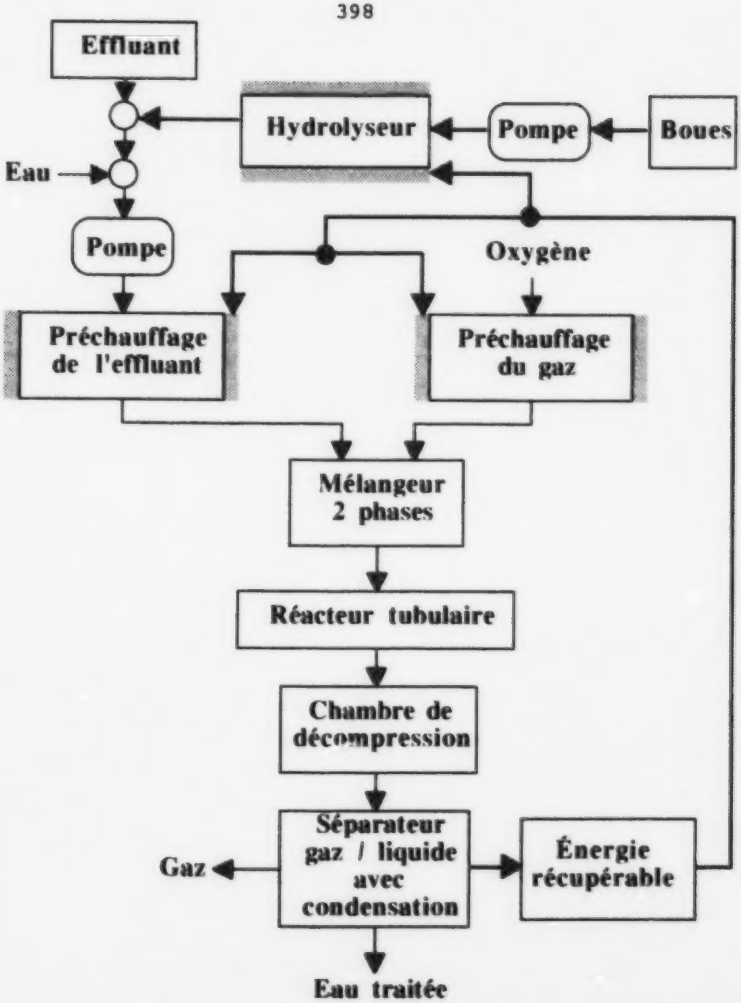


Figure 1. Schéma-bloc du procédé d'oxydation humide.

* À qui toute correspondance devrait être addressée.
S.Perron[1], J.P. Lemonnier[2], E.Chornet*
Département de Génie Chimique
Université de Sherbrooke
Sherbrooke, Québec, J1K-2R1

1. Effectuera la séance d'affichage.
2. Peut être présent.

SCALE-UP OF THE SNC MULTIPLATE REACTOR FOR THE ANAEROBIC TREATMENT OF WASTEWATER

C. Mulligan, P. Mercier and B. Safi
SNC Research Corporation
2, Place Félix-Martin
Montreal, Quebec H2Z 1Z3

The SNC Multiplate Reactor was invented and tested at laboratory scale (1 L, 18 L and 60 L) at the École Polytechnique of the University of Montreal who retains the intellectual rights. In 1985, the École Polytechnique and SNC signed an agreement authorizing the technology transfer to SNC for commercial development.

SNC has performed several steps since this event:

(1) A Process Development Unit (PDU) of 1200 L was constructed and modified during tests at Agropur (Notre-Dame-du-Bon-Conseil, Quebec). Whey was treated at this site in collaboration with the École Polytechnique, Agropur, the Biotechnology Research Institute (BRI) and Kraft. Patents were obtained to protect the modifications made to the unit.

(2) Another series of tests were performed at the Nutrinor plant, Chambord, Lac St-Jean (Quebec), to evaluate the treatment of whey permeate (70 000 mg/L COD) by the multiplate reactor (1200 L).

Typical results of 90% COD removal for organic loads of 45 kg/m^3-day and gas production up to 20 m^3/m^3-day were obtained for both whey and whey permeate treatment using the 1200 L reactor.

This reactor is comprised of a shell, plates, parallel feed entrances and lateral gas exits.

The reactor works in the following manner:

The liquid to be treated enters the reactor by parallel entrances. The gas formed during the treatment rises through the biomass and hits the plate.

A portion of the gas continues its ascent to the next compartment while

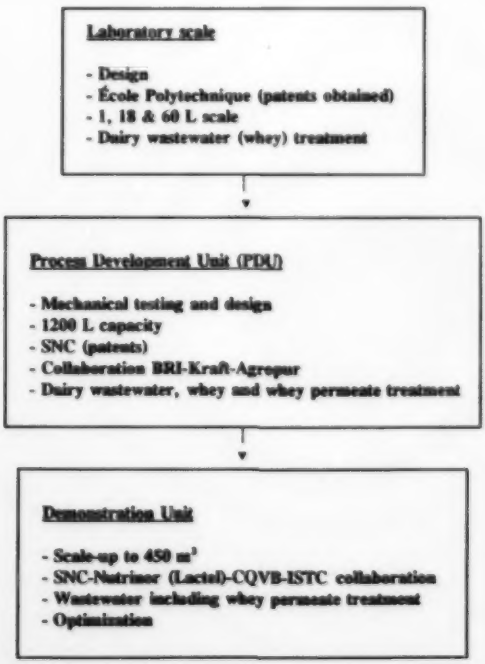
the rest of the gas leaves the reactor by a gas exit below the same plate.

The gas that passes through the plate continuously cleans passage points and displaces all parts of the biomass bed. This movement prevents formation of dead spots and short-circuiting in the reactor.

Advantages of the reactor include static operation, high yield, quantity of biomass contained up to 80% of total reactor volume, immediate start-up, excellent stability and compact simple design.

The construction of an industrial scale (450 m^3) demonstration unit was completed and operation was started in June 1992 at the Nutrinor site for the treatment of whey permeate and wastewater. Results of the trials will be presented. Typical results include a 93% reduction of total COD.

Figure
DEVELOPMENT OF THE MULTIPLATE REACTOR



BIOFILTRATION À BASE DE TOURBE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DES PETITES MUNICIPALITÉS: ÉTAT D'AVANCEMENT DES TRAVAUX DE MISE À L'ÉCHELLE DU PROCÉDÉ

Ginette Bélanger et Pierre Talbot
Centre de recherche Premier
Les Tourbières Premier Ltée,
454, chemin Témiscouata
Rivière-du-Loup, Québec, Canada G5R 4C9

INTRODUCTION

La recherche de technologies alternatives pour le traitement des eaux usées des petites municipalités suscite de plus en plus l'intérêt des intervenants impliqués dans le domaine de l'assainissement des eaux au Québec. En effet, étant donné les contraintes d'ordre économique et technique que la plupart des petites municipalités rencontrent, il est souvent très difficile de concrétiser l'implantation de stations de traitement basées sur les procédés conventionnels. La mise au point d'un procédé de biofiltration à base de tourbe adapté aux besoins des petites municipalités se révèle une alternative prometteuse. La première phase de nos travaux de recherche et développement s'est déroulée sur des biofiltres pilotes de 0,5 et 1,0 m^3. L'étude de l'influence de paramètres tels que le type de tourbe, la hauteur du lit filtrant et les variations de charges hydrauliques et organiques sur la performance épuratoire a permis de préciser les principaux modes d'opération du procédé. L'objectif des présents travaux vise la réalisation d'une première étape de mise à l'échelle du procédé. De plus, deux types de prétraitement sont étudiés afin d'élargir la fourchette d'application potentielle de la technologie.

MÉTHODOLOGIE

La station pilote comprend deux systèmes de traitement indépendants opérés en parallèle, soit deux biofiltres à base de tourbe précédés d'une fosse de rétention ou d'un bassin aéré facultatif. Chaque biofiltre a une surface de lit filtrant de 50 m^2. La fosse de rétention, d'un volume utile maximal de 64 m^3, permet un temps de séjour des eaux usées de 1,6 d. Le bassin aéré facultatif est constitué d'une première section aérée soumise à un taux d'aération de 0,01 vvm suivie d'une section de décantation. Le volume maximal total du bassin (114 m^3) permet un temps de séjour de 2,8 d.

Les eaux usées à traiter sont déviées du réseau d'égout de la ville de Rivière-du-Loup. Chacune des unités de prétraitement reçoit 40 m^3/d d'eaux usées et le système d'alimentation est conçu de façon à reproduire les variations journalières de débits d'une petite municipalité type. Par la suite, l'effluent de chacune des unités de prétraitement est canalisé vers un système qui permet une alimentation pulsée des bioréacteurs de tourbe. La distribution des eaux à la surface de chaque lit filtrant est réalisée à l'aide

d'un distributeur sous faible pression. Ce dernier est formé de tubes principaux reliés à un réseau secondaire de tubes perforés de 117 ouvertures équidistantes. Les biofiltres sont garnis de trois couches distinctes: une couche superficielle (15 cm) de matériel à forte granulométrie, un lit de tourbe à biofiltration BB1 (100 cm) et une couche de gravier (5 à 30 cm). Étant donné que la nature expérimentale de l'installation requiert l'accès aux biofiltres, ces derniers sont recouverts par une structure isolée mais non chauffée.

La mise à l'essai du système a débuté en mai 1991. Les charges hydrauliques appliquées aux biofiltres ont varié de 0,4 à 0,8 m/d. Le suivi de la performance épuratoire a été effectué par la caractérisation d'échantillons (composés 24 h) prélevés à l'affluent de la station et aux effluents de la fosse de rétention, du biofiltre côté fosse, du bassin aéré facultatif et du biofiltre côté bassin.

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Les résultats du suivi de la performance épuratoire ont montré peu de différence entre l'efficacité des unités de prétraitement pour la réduction des MES-MVES, de l'azote et du phosphore totaux. Cependant, comparé à l'effluent du bassin aéré facultatif, l'effluent de la fosse de rétention était plus chargé en matières organiques (84 vs 48 mg/L en DBO_5 et 172 vs 122 mg/L en DCO) et nettement plus concentré en coliformes fécaux (2 366 000 vs 854 000 bact./100 mL).

À l'effluent des deux biofiltres, les caractéristiques moyennes des eaux étaient comparables pour la majorité des paramètres. Les MES et la DBO_5 se situaient en moyenne à moins de 5 mg/L, la DCO à 60 mg/L, l'azote total à 15 mg/L et le phosphore total à 2,7 mg/L. Le nombre moyen de coliformes fécaux était toujours inférieur à 17 000 bact./100 mL pour les différentes conditions expérimentales étudiées. Par ailleurs, soulignons que les faibles températures des lits filtrants au cours de l'hiver (4 °C) n'ont pas affecté la performance du procédé.

Du point de vue opérationnel, une distribution adéquate de l'eau à la surface des lits filtrants et une composition multi-couches de ces derniers demeurent les facteurs critiques permettant d'assurer l'efficacité épuratoire du système.

CONCLUSION

Ces résultats démontrent que la biofiltration à base de tourbe permet un traitement de type secondaire très performant en plus de présenter certaines caractéristiques d'un traitement tertiaire telles que la nitrification-dénitrification et un abattement des coliformes fécaux.

La suite du projet vise à déterminer la longévité du lit filtrant et à étudier, à l'échelle de banc d'essais, l'influence de certaines conditions d'opération. La dernière étape de développement du procédé portera sur l'installation d'une unité démonstrative pleine échelle.

403

LA BIOFILTRATION À CHÂTEAUGUAY

par

Jean Marchand
Degrémont Infilco Ltée
160-D, boul. St-Joseph, Lachine QC H8S 2L3

La station d'épuration de Châteauguay a été conçue pour desservir un bassin de population de 53,300 personnes, soit une charge de près de 4 000 kg par jour de matières en suspension (MES). On peut y accepter un débit pouvant aller jusqu'à 83,000 mètre cubes.

Les eaux usées y subissent quatre étapes de traitement avant dêtre retournées à la rivière, soit: le dessablage, la décantation primaire, la filtration biologique et la désinfection au moyen de lampes ultra-violets.

La deuxième partie de l'usine traite les boues recueillies. Elles sont épaissies par gravité, puis, envoyées en digestion anaérobie, d'où elles seront acheminées vers les filtre-presses pour la déshydratation. De là, jusqu'à dix tonnes par jour de boues sont envoyées vers les sites d'enfouissement sanitaires.

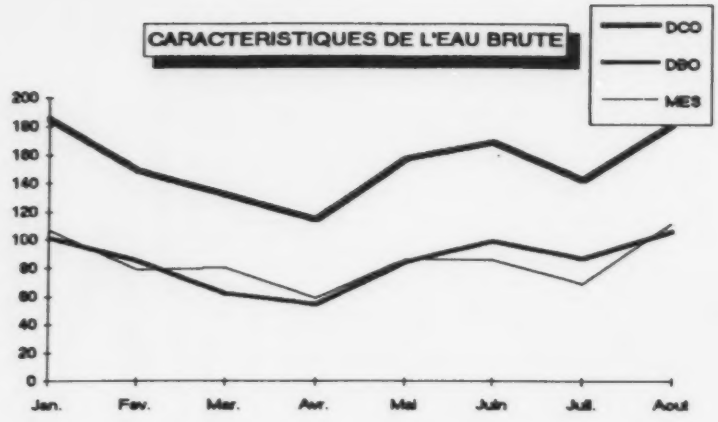
La particularité du système de traitement de la ville de Châteauguay réside dans le traitement secondaire. En effet, le traitement secondaire est assuré par douze filtres biologiques de type BIOFOR ayant chacun 49 mètre carrés. Les filtres ont été conçus pour fonctionner à un taux maximum de filtration de 8 m/h avec un filtre en lavage et un filtre hors-service. Les garanties de traitement consistent à ne pas dépasser 15 mg\l en MES et DBO_5 en tout temps.

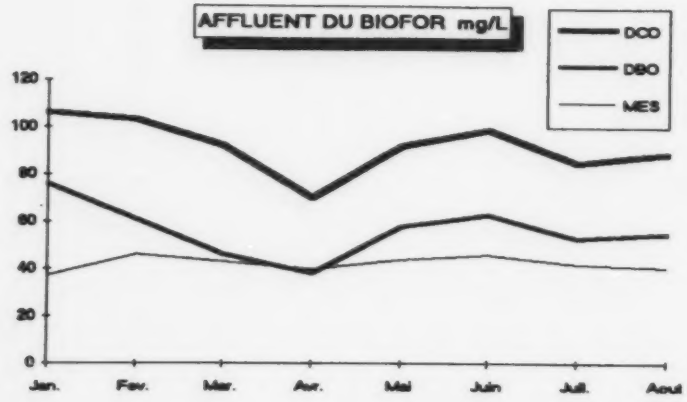
Depuis sa mise en service en octobre 1991, la station rencontre les exigences ci-haut mentionnées, même si les taux de filtration ont atteint un maximum de l'ordre de 9 m/h, sans déterrioration significative de l'effluent.

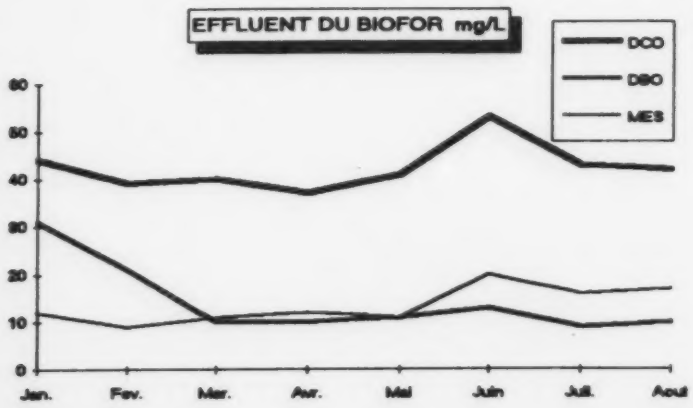
Il faut également souligner le fait que les cycles de filtration ont été fixés à 48 heures entre les lavages et qu'en aucun temps au moment du déclenchement des lavages, la perte de charge maximum n'est atteinte, ce qui assure une flexibilité d'opération exceptionnelle.

Vous trouverez à la page suivante quatre graphiques montrant les caractéristiques réelles de l'affluent et de l'effluent de chacune des étapes de traitement pour la période du 1 janvier 1992 au 31 août 1992.

CARACTÉRISTIQUES DE CONCEPTION		
1.	Population de conception:	53 300 pers.
2.	Débits de conception:	
	- Moyen:	27 200 m^3/d
	- De pointe:	83 800 m^3/d
3.	Charges de conception:	
	- DBO_5:	2 130 kg/d (78,3 mg/L)
	- MES:	3 730 kg/d (137 mg/L)
	- Phosphore:	130 kg/d (4,78 mg/L)
	- NTK-N:	1 070 kg/d (39,4 mg/L)
4.	Production de boues anticipée:	
	- Base sèche:	1 060 tonnes métriques/an
	- Siccité 35 %:	3 000 tonnes métriques/ans
5.	Normes d'effluent:	
	- DBO_5:	15 mg/L
	- MES:	15 mg/L
	- Phosphore:	0,8 mg/L
	- Coliformes fécaux:	< 500/100 ml
6.	Coût de construction:	24 millions $
7.	Mise en service:	octobre 1991


CARACTERISTIQUES DE L'EAU BRUTE
DCO
DBO
MES
200
180
160
140
120
100
80
60
40
20
0
Jan.
Fev.
Mar.
Avr.
Mai
Juin
Juil.
Aout


AFFLUENT DU BIOFOR mg/L
DCO
DBO
MES
120
100
80
60
40
20
0
Jan.
Fev.
Mar.
Avr.
Mai
Juin
Juil.
Aout


EFFLUENT DU BIOFOR mg/L
DCO
DBO
MES
60
50
40
30
20
10
0
Jan.
Fev.
Mar.
Avr.
Mai
Juin
Juil.
Aout

Traitement Physico-Chimique de Déferrisation et de Démanganisation des Eaux Souterraines: Les Cas des nappes phréatiques de Ville Mercier, Québec, et Waterloo, Ontario.

Marc Halevy[1], Abbas Zaidi[1], Larry Whittle[1] et Martin Weber[2]

[1]Centre Technique des Eaux Usées, Burlington, Ontario
[2]McGill University, Faculté de Génie Chimique, Montréal, Québec.

RESUME DE LA PRESENTATION AU SYMPOSIUM AQTE 1992

MISE EN CONTEXTE

Environ 40 % des approvisionnements en eau potable au Canada et aux Etats-Unis affichent des teneurs en fer et en manganèse supérieures aux normes recommandées de 0,30 mg/L et 0,05 mg/L, respectivement. Leur présence se traduit non seulement par des problèmes d'esthétique et de potabilité, mais a aussi des répercussions importantes sur le traitement et la distribution de l'eau. Leur déposition ou précipitation, sous forme d'oxydes hydratés insolubles, à laquelle peut s'associer une prolifération importante de colonies bactériennes, nuit au traitement physico-chimique de ces eaux ou à leur distribution.

Le programme du Centre Technique des Eaux Usées (CTEU) sur l'enlèvement et la séquestration du fer et du manganèse, vise principalement le traitement des eaux potables, le pré-traitement des eaux puisées de nappes phréatiques contaminées par des composés organiques indésirables, ainsi que le traitement de certaines eaux industrielles.

Le Cas de Mercier: Pré-Traitement d'une Eau Souterraine Contaminée

HISTORIQUE

Suite à la contamination de la nappe phréatique de Ville Mercier, Québec, par des composés organiques indésirables, le Ministère de l'Environnement du Québec (MENVIQ) a initié, en 1984, le premier programme de large envergure au Canada de restauration d'une nappe aquifère contaminée.

Les mesures de restauration de la nappe aquifère et de confinement de l'enclave de contamination ont été réalisées par la construction et l'opération d'une usine de pompage des eaux souterraines et de traitement à la surface. L'eau pompée est soumise aux traitements suivants:

1.Ajout d'oxydants (3) chimiques;
2.Dégazage (*Stripping*) à l'air;
3.Coagulation, Flocculation, Clarification et Filtration sur sable;
4.Adsorption sur charbon actif granulé.

DIFFICULTES D'OPERATION

Dès le début des activités de restauration de la nappe phréatique de Ville Mercier, la station de traitement des eaux souterraines a souffert de nombreux problèmes opérationnels. Quelques exemples sont énoncés ci-bas:

1.Précipitation du fer dans l'unité de dégazage;
2.Elimination incomplète du fer;
3.Colmatage physique *et* biologique des unités de dégazage et d'adsorption sur charbon actif;
4.Elimination insuffisante des composés organiques indésirables par les unités de dégazage et d'adsorption sur charbon actif;
5.Production importante de boues, liée aux dosages de coagulant et floculant utilisés;
6.Boues difficiles à assécher.

MISE EN CONTEXTE: ETUDES DE TRAITABILITE

De 1988-90, un projet d'étude fut mis en oeuvre sur le site de Mercier, sous les auspices du CTEU.

L'un des objectifs du projet était de développer, d'évaluer et de démontrer à l'échelle pilote une filière, à haut rendement, de traitement des composés indésirables contenus dans l'eau souterraine, dont notamment le fer.

L'étude de pré-traitement pour la déferrisation a mis l'accent sur la minimisation:

1.des unités de procédés nécessaires;
2.des besoins en coagulant, flocculant, agent de conditionnement aqueux et oxydant chimique; et
3.de la production de boues.

RESULTATS

L'étude de déferrisation a abouti à la sélection et à l'optimisation d'une filière de prétraitement simple et efficace, ainsi constituée:

1. Aération diffuse (temps de rétention hydraulique = 22 min; rapport des débits air/eau = 5,5:1);
2. Filtration rapide et directe sur sable (profondeur du lit: 1.1 m; diamètre effectif = 0,46 mm; vitesse de filtration = $5{,}3 \times 10^{-3}$ m/s).

Les teneurs moyennes en fer dans l'eau brute et dans l'eau traitée étaient de 8,33 mg/L et de 0,09 mg/L, respectivement.

Le Cas de Waterloo: Traitement d'une Eau Souterraine Potable

MISE EN CONTEXTE

Une étude de déferrisation et de démanganisation sur le terrain a récemment été complétée pour le compte de la Municipalité de Waterloo et pour Environnement Canada, par l'entremise du Programme national de Restauration des Eaux Souterraines et des Sols Contaminés.

Plusieurs filières de traitement ont été évaluées à l'échelle pilote comme substitut à l'adsorption sur sable vert, traitement couramment utilisé pour les eaux souterraines puisées dans la Municipalité de Waterloo.

RESULTATS

La filière de déferrisation et de démanganisation sélectionnée fut la suivante:

1. Aération diffuse (pH d'oxygénation = 7,6; temps de rétention hydraulique = 22 min.);
2. Addition d'oxydant chimique (ClO_2) dans la canalisation de l'influent du filtre à sable;
3. Filtration rapide et directe sur sable (profondeur du lit: 1.1 m; diamètre effectif = 0,54 mm; vitesse de filtration = $5{,}3 \times 10^{-3}$ m/s).

Les teneurs moyennes en fer dans l'eau brute et dans l'eau traitée étaient de 2,02 mg/L et de 0,05 mg/L, respectivement.

Les teneurs moyennes en manganèse dans l'eau brute et dans l'eau traitée étaient de 0,17 mg/L et de 0,02 mg/L, respectivement.

ETUDES EN LABORATOIRE

Le CTEU participe aussi activement au développement et à l'évaluation de technologies novatrices de déferrisation et de démanganisation, ainsi que de séquestration.

Par example, deux études ont récemment été menées avec l'appui du Département de Génie Chimique de l'Université McGill à Montréal, sur les eaux puisées de la nappe aquifère de Ville Mercier.

La première a étudié l'effet catalytique des oxydes de fer (III) sur l'oxygénation (aération diffuse) du fer (II) et du manganèse (II) en cuvée. Cette étude a démontré les propriétés catalytiques des hydroxides de fer.

La deuxième évalue la performance d'un nouveau séquestrant pour le manganèse, et sa durée d'action en présence d'oxydants, tels le chlore, le bioxyde de chlore et les chloramines.